海水淡化工程技术与工艺

□ 赵国华　童忠东　编著

HAISHUI DANHUA GONGCHENG
JISHU YU GONGYI


化学工业出版社
·北京·

前言

世界上淡水资源不足，已成为人们日益关切的问题。有人曾预言，19世纪争煤，20世纪争油，21世纪可能争水。

作为水资源的开源增量技术，海水淡化已经成为解决全球水资源危机的重要途径。

海水淡化既省钱又环保，大力发展海水淡化和海水直接利用，这对于长远解决我国水资源短缺问题具有战略意义。向海洋要淡水，取之不尽、用之不竭，不受时空和气候影响，且水质好、供水稳定。海水淡化随着科技进步，成本还会降低，接近于自来水价格。到2010年，世界上已有150多个国家和地区在应用海水淡化技术，全球有海水淡化厂1.3万多座，海水淡化日产量约5560万立方米，相当于0.5%的全球用水量，其中85%用于饮用水，解决了1.5亿多人的供水问题。

据联合国2008年公布的数据，全球超过10亿人口居住在水资源稀缺地区。到2025年，这个数字将会攀升至18亿。这样的差距让众多商家把海水淡化产业誉为朝阳产业。专家称，未来20年国际市场在海水淡化领域有近700亿美元的商机。

中国海水淡化技术是在政府支持和国家重点攻关项目驱动下发展起来的，电渗析、反渗透和蒸馏法（多级闪蒸、压气蒸馏和低温多效蒸馏）等海水淡化技术的研究开发，都取得相当大的进展。“十二五”规划中对我国海水淡化进一步提出了发展的目标，使我国海水淡化产业化成为支撑国民经济稳定发展的现代化节能产业。

本书参考了国内外大量文献资料，在此谨向这些作者表示感谢。陈德全、郭爽、丰云、蒋洁、王素丽、刘殿凯、王瑜、王月春、韩文彬、俞俊、周国栋、高巍、周雯、耿鑫、陈羽、朱美玲、方芳、高新等同志为本书的资料收集和编写付出了大量精力，在此一并致谢。

因编撰此书时间仓促，再加之编者水平有限，难免会有遗漏或不准确之处，请读者指正。

编者
2011年8月

目录

第一章 水资源

第一节 概　　论

一、水资源定义与特性

1. 水资源定义

“水资源”一词从出现至今，仅有100多年历史，尽管不同学者对水资源的内涵有不同理解，但是，水资源作为维持人类社会赖以生存和发展的重要资源之一是无可置疑的。广义来说，水资源为一切可被人类利用（直接或间接）的天然水，包括于人类所及空间各种相态（液、固、气态）的水。联合国教科文组织（UNESCO）和世界气象组织（WMO）在1988年定义的水资源为“作为资源的水应当是可供利用或有可能被利用，具有足够数量和可用质量，并可适合某地水的需求而能长期供应的水源”。我国对水资源的理解在《中国大百科全书》中，在“大气科学，海洋科学，水文科学”卷将水资源定义为“地球表层可供人类利用的水，包括水量（质量）、水域和水能资源。一般指每年可更新的水量资源”。在“水利”卷中水资源的定义则是依《大不列颠百科全书》为蓝本，为“自然界各种形态（气态、液态或固态）的天然水，供评价的水资源是指可供人类利用的水源，即具有一定数量和可利用的质量，并在某一地点能够长期满足某种用途的水资源”。在“地理”卷中，则有明确时间概念，认为水资源是“地球上目前和近期人类可直接或间接利用的水，是自然资源的一个重要组成部分”，并指出“随着科学技术的发展，被人类所利用的水在增多”。

2. 水资源特性

水资源是人类社会一切生产、生活的物质基础，没有水和水资源就没有人类，但水和水资源在自然物质概念上是不同的，地球上的天然水不等于水资源，只有作为人类生产与生活资料的天然水才是水资源。这样一来，作为资源的水在地球上就非常有限，只占地球系统中水的十万分之三，约有4.7亿立方千米。这种水资源具有以下自身的特性。

① 水资源是人类社会赖以生存和发展不可替代的自然资源。包括人类、动物、植物在内的一切生命，从孕育的第一天起，就与水融为一体，生命的任何现象都与水密切相连、休戚相关。绿色植物如果缺了水就要枯萎，如果长时间缺水，就会死亡，动物和人也不例外。水又是不可替代的资源，如果将来某一天，地球上没有水资源存在，那么，地球上的动、植物就无法生存，目前人类还无法找到水资源的替代品，这也是水资源区别于其他自然资源的一个显著特点，所以，人类要加倍珍惜数量有限的水资源。

② 水资源是循环再生的资源，在一时间限度内是有限的。水资源遵循水循环的规律可以更新，但不是“取之不尽，用之不竭”的资源。它不像煤、石油、天然气、森林等资源，一旦开采利用，将会用一点少一点，用完就会消失。而水则不同，在人类使用以后的一段时间内，它会如约而来，供人类再次利用，但数量也是有限的。但是水资源的这种循环性和可

再生性，是一个动态概念，人类合理利用水资源，就可以得到良性循环；反之，如果人类过度开采，或污染水体，也即破坏了水资源的循环及其周期性，使循环恶性发展，或是水循环周期拉长，导致更新水资源不能如期而至，乃至减少。

③ 水资源具有很强的时间性，具有动态变化特性。这是水资源区别其他自然资源的特性之一，降水、河川径流、冰川消融等都有明显的年际变化和年内分配。年际变化是指某地区今年的水源并不等于去年的水资源，也不与明年的水资源相等，年与年之间存在着明显的差异。许多干旱地区最大年径流与最小年径流之比在几倍甚至10倍以上。年内分配是指一年之中存在着明显的丰季。水资源的这种变化特性，不仅受气候变化的控制，而且也受人类活动的影响，这给水资源开发利用带来许多障碍。人类针对资源变化的时间特性，采用了许多工程和非工程措施，投入大量人力和财力，修建引取、积聚、调节、储存和分配水资源的工程，发展适应水资源特点的种植利用、保护水源、涵养功能等措施。

④ 水资源具有区域性特色。水从地球形成起，便依附于地壳、地表和大气，不断地进行物理和化学变化，其中大气水和河川水最活跃。这部分淡水在全球水量中所占比例很小，但有其循环特性，如果人类合理开发利用，基本上保持一种动态平衡，可供人类连续利用，成为我们水资源的重要组成部分。由于大气水和河川水受到地球大气、地形地貌、地质、土壤、植被等因素的影响，在地域上分布极不平衡，区域与区域相差悬殊，这就是说，水资源具有区域性差异。

⑤ 水是一种很特殊的资源，同时具有生态效益、社会效益和经济效益。水是自然生态系统的重要组成部分，并且是极其活跃的，因为不论在湿润地区，还是干旱地区，水可以调节气候、改善环境成为生命乐园，具有独特的环境资源价值。随着人类社会对水的用途越来越广泛，对水的需求也越来越大，水的使用价值与时俱进。在水资源综合开发利用时，还要涉及许多问题，如水分配、保护、引用、控制、调节、处理等，都要付出一定的劳动和代价，也即水具有一定的价值。水与其他商品一样，也具有价值和使用价值，这种水的经济特性，与其他自然资源，如煤炭资源、石油资源、森林资源等一样。然而，水的这种经济特性在过去没有引起注意，当水资源紧缺时就显得特别重要。为此，我们不仅认识到水资源的价值，还要处理好这个问题。水资源的社会性主要是指水属于整个人类，地球的水资源是全人类的财富，一个流域的水资源是全流域共享的资源，任何国家、地区、工厂、个人在使用时，都应该按照水资源自身形成、循环规律来合理利用。

⑥ 水资源可以重复利用，这也是区别其他自然资源的又一特性。如煤、石油、天然气、森林等其他自然资源，一旦被人类使用，将消耗掉这种资源，很难再重复利用。而水资源则不同，如果一次使用后水的质量仍能满足某种需要，它仍然可以被再次利用。这种重复利用，可以在相同行业和部门被重复利用，例如，工业生产中的冷却水，因为水质在使用后没有明显变化，当其温度降低以后，完全可以再次作为冷却水被利用，还可以在不同行业和部门被重复利用，例如，在家庭，淘米水可用来洗菜，用后的生活水，可以作为灌溉用水被重复利用；大量的工业用水和生活用水使用后，其量损失很小，但水质遭到破坏就无法再次利用，这时候，如果采用适当的方法对污水进行处理，则这部分水可以在相同的或不同的行业和部门被重复利用。在水资源日益紧张和科技发展的今天，污水资源化，可使这部分水资源得到重复利用。

二、世界水资源问题

世界水资源总量为410220亿立方米，人均水资源量为7342立方米/人。1995年，全世



界水资源利用量38000亿立方米，消耗量21000立方米，其中农业用水量25000亿立方米，工业用水量7500亿立方米，居民生活用水量3500亿立方米，各种损失量2000亿立方米。

在全球范围内面临以下的水资源问题：

全球供水安全面临严峻挑战。根据世界水理事会发布的《全球水展望》统计，目前世界上有12亿人（占全球人口的1/5）得不到安全饮用水，有30亿人（占全球人口的1/2）缺乏卫生设施，每年有300万～400万人死于水致性疾病。

水资源短缺日益成为全球性的问题。从1900年到1995年，全球用水量从6000亿立方米增加到38000亿立方米，增加了5倍，是同期人口增幅的两倍以上。1993年联合国对世界淡水资源的评价表明有1/3的人口居住在水资源中度和高度紧缺的地区。联合国的报告显示，2025年世界用水总量将达到44840亿立方米，届时受水资源短缺困扰的世界人口将增加到总数的2/3，人均可利用水资源量将从1990年的7800立方米减少到2025年的4800立方米。

世界水环境状况趋于恶化。在大多数发达国家和经济转型国家，许多经济进步都是以严重破坏自然环境为代价的。在20世纪中，世界湿地面积已经减少半数，造成重大的生物多样性损失。在发展中国家，所有大城市的地表水和地下水水质都在迅速恶化，威胁人的健康和自然价值。

2000年3月17～22日，世界水理事会在荷兰海牙召开了第二届世界水论坛暨部长级会议，中日两国都派政府代表团参加了这次会议，这是一次极为重要的世界水资源政策大会，会上对保证21世纪全球水安全达成了共识，发表了海牙部长级宣言，会上中国水利部原部长汪恕诚先生在发言中提出了在统一认识的基础上，立即开始行动的倡议，赢得了与会代表和会议组织者的广泛赞同。

2003年在日本召开第三届世界水论坛暨部长级会议。联合国大会提议把2003年作为国际淡水年，表明了国际社会对水资源可持续利用问题的高度重视。中日在水资源领域已经开展了广泛的交流和合作，我们参与了日本建设省河川局主办的河流中的水系列专题咨询活动。

第四届世界水论坛于2006年3月在墨西哥首都墨西哥城召开。第四届世界水论坛的主题为“采取地方行动，应对全球挑战”。论坛已经从第二届论坛的主题“世界水展望”和第三届水论坛的“实施的具体行动和承诺”，发展到如何将地方行动融入世界水利建设，如何将不同机构和组织发出支持的声音转化为实际的地方行动，从而进一步实现所做的承诺，这也是我们面临的主要挑战。

第五届世界水论坛在通过了《部长宣言》后，在2009年3月土耳其伊斯坦布尔圆满闭幕。论坛期间，中国政府代表团团长、水利部部长陈雷全面阐述了中国政府在防范重大自然灾害、强化水资源管理、保障饮水安全和粮食安全、应对全球气候变化等方面的主张，介绍了中国的治水思路和水利建设成就，与各国同行就水领域的热点问题进行了广泛深入的交流探讨，学习借鉴国外先进理念和经验，提出了加强水领域国际合作的建议，得到了国际社会的广泛关注。

第六届世界水论坛2011年3月在奥地利首都维也纳开幕，气候变化、城市未来发展以及卫生保健是本届大会的三大议题。

2011海水淡化及水再利用国际研讨会由天津市政府、国家海洋局和国际脱盐协会共同主办，会议主题为“海水淡化，人类的生存和发展”。

21世纪，水资源问题已成为困扰世界各国经济和社会发展的一个制约因素。目前全世

界约有80多个国家和地区严重缺水，占地球陆地面积的60%，有15亿人缺少饮用水。20亿人得不到安全的用水。预计未来25年内，世界上半数人口将极难找到足够的农用和饮用淡水。

众所周知，全球水资源中海水占97%。人类可直接利用的淡水不足总量的1%，而且时空分布极不均匀。在21世纪，水资源的重要性将不亚于能源。我国淡水人均占有量只有世界平均水平的1/4，1993年以来已有300个沿海城市缺水，减少年产值约1200亿元。而到21世纪中叶，我国50%的人口将集中到沿海地区。面对淡水资源危机，海水利用已经刻不容缓。

目前世界各国常用的局部地区缺水解决方案有远程调水、地下取水、建造水库等，但是长期使用造成了水源枯竭、浪费土地、地面下沉和破坏生态等诸多弊端，且均属于淡水存量调整，不能从根本上解决淡水危机。另外雨水的收集利用、废水回用和加强水资源的立法管理等也可以缓解部分地区的淡水短缺。

海水淡化作为一种开辟新水源的相对成熟的技术，已成为世界上公认的解决缺水的最佳方案。

据世界银行提供的数据，我国年人均水资源拥有量约为2151立方米，这只有世界平均水平的1/4，是世界上人均拥有水资源量最低的国家之一；而北方人均水资源拥有量每年只有757立方米，不到南方的1/4，约为世界平均水平的1/11，低于通常界定为“水稀缺”的阈值水平1000立方米。

我国加速海水直接利用，降低海水淡化成本，发展海水农业（农业用水占80%）等海水利用的高新技术开发及产业化已成为具有战略意义的紧迫问题。我国海水淡化的研发队伍、机构及设施已初具规模，研究开发已取得较大进展，有的已开始实施产业化。大力推进相关工程技术的集成、开发和应用，海水淡化产业化必将取得突破性的进展。

三、中国的水资源概况

1. 水资源总量

中国水资源总量为2.8万亿立方米。其中地表水2.7万亿立方米，地下水0.83万亿立方米，由于地表水与地下水相互转换、互为补给，扣除两者重复计算量0.73万亿立方米，与河川径流不重复的地下水资源量约为0.1万亿立方米。按照国际公认的标准，人均水资源低于3000立方米为轻度缺水；人均水资源低于2000立方米为中度缺水；人均水资源低于1000立方米为重度缺水；人均水资源低于500立方米为极度缺水。中国目前有16个省（区、市）人均水资源量（不包括过境水）低于严重缺水线，有6个省、区（宁夏、河北、山东、河南、山西、江苏）人均水资源量低于500立方米。

2. 中国水资源的主要特点

总量并不丰富，人均占有量更低。中国水资源总量居世界第六位，人均占有量为2240立方米，约为世界人均的1/4，在世界银行连续统计的153个国家中居第88位。

地区分布不均，水土资源不相匹配。长江流域及其以南地区国土面积只占全国的36.5%，其水资源量占全国的81%；淮河流域及其以北地区的国土面积占全国的63.5%，其水资源量仅占全国水资源总量的19%。

年内年际分配不匀，旱涝灾害频繁。大部分地区年内连续四个月降水量占全年的70%以上，连续丰水或连续枯水年较为常见。



四、中国水资源开发利用

水资源是指由当地降水产生的，可以用于人们生产与生活各类用途，存在于河流、湖泊、地下含水层中的逐年可更新的动态水资源，主要包括地表水和地下水。水资源具有循环性和有限性、时空分布不均匀性、不可替代性、经济上的利害两重性四种特性。

1. 水资源开发利用成就

中华民族5000年文明史也是与水旱灾害斗争的历史，新中国成立后，水利建设取得了举世瞩目的成就。到2000年，建成水库8.5万座，总库容5100亿立方米；发展灌溉面积8.2亿亩；修建堤防27万千米，初步控制了大江大河常遇洪水；治理水土流失面积80万平方公里；水电装机7680万千瓦，653个县实现了农村电气化。

2. 水资源开发利用分析

2000年全国用水总量5498亿立方米，其中农业3784亿立方米，占68.8%，工业1139亿立方米，占20.7%，生活用水575亿立方米，占10.5%。从开发利用程度分析，全国水资源开发利用率达到20%，水资源开发利用程度最高的海河流域地表水控制利用率达到94%，平原区浅层地下水开采率为100%，水资源总量消耗率达到96%。从用水指标分析，全国人均用水量430立方米，万元GDP用水量610立方米，万元工业产值用水量78立方米，农田灌溉亩均用水量479立方米，城镇生活人均用水量为每日219L，农村生活人均用水量为每日89L。

3. 水资源开发利用中存在的主要问题

(1) 供需矛盾日益加剧

首先是农业干旱缺水。随着经济的发展和气候的变化，中国农业，特别是北方地区农业干旱缺水状况加重。目前，全国仅灌区每年就缺水300亿立方米左右。20世纪90年代年均农田受旱面积2667万公顷，干旱缺水成为影响农业发展和粮食安全的主要制约因素；全国农村有2000多万人口和数千万头牲畜饮水困难，1/4人口的饮用水不符合卫生标准。

其次是城市缺水。中国城市缺水现象始于20世纪70年代，以后逐年扩大，特别是改革开放以来，城市缺水愈来愈严重，见2010～2020年北方沿海四省市（天津、河北、山东、辽宁）缺水预测表（表1-1）。据统计，在全国663个建制市中，有400个城市供水不足，其中110个严重缺水，年缺水约100亿立方米，每年影响工业产值约2000亿元。

(2) 注重区域与行业市场问题

从地理区位分析，东部沿海地区有着得天独厚的丰富的海水资源，可直接投资建设生产。我国沿海城市的水资源量占全国的1/4，人均水资源量为1356立方米（全国平均水平为2186立方米），工业用水量以及生活用水量为570亿立方米和279亿立方米，分别占全国总量的50.1%和48.6%，缺水态势十分明显。预计2020年中国东部沿海省市人口将达到5.92亿，比2000年的5.11亿净增0.81亿，按当年人均需水469立方米计算，到2020年新增净需水量为380亿立方米，累计年缺水量为669亿立方米。在沿海地区投资海水淡化产业必须根据海水资源地理位置定位的同时，应该认真地分析和把握区域用水量及缺水量的状况，准确定位海水淡化产品的销售市场。从地理位置上分析，海水淡化企业应该注重京津冀地区、辽东半岛、山东半岛、长三角地区、珠三角地区、北部湾地区，重点关注目前已经比较严重缺水的省份。

表 1-1 2010～2020 年北方沿海四省市（天津、河北、山东、辽宁）缺水预测表

年份		2000	2010	2020
全国总人口/亿		12.67	13.8	14.7
全国年人均水量/立方米		436	466	469
东部沿海省市	人口/亿	5.11	5.56	5.92
	比 2000 年净增长/亿	—	0.45	0.81
	新增净需水量/亿立方米	—	210	380
	缺水量/亿立方米	289	499	669

数据来源：根据 2000 年中国水资源公报，2001 年中国统计年鉴。

(3) 用水效率不高

目前，全国农业灌溉年用水量约 3800 亿立方米，占全国总用水量近 70%。全国农业灌溉用水利用系数大多只有 0.3～0.4 左右。发达国家早在 20 世纪 40～50 年代就开始采用节水灌溉，现在，很多国家实现了输水渠道防渗化、管道化，大田喷灌、滴灌化，灌溉科学化、自动化，灌溉水的利用系数达到 0.7～0.8。

另外，工业用水浪费也十分严重。目前我国工业万元产值用水量约 80 亿立方米，是发达国家的 10～20 倍；我国水的重复利用率为 40%左右，而发达国家为 75%～85%。

中国城市生活用水浪费也十分严重。据统计，全国多数城市自来水管网仅跑、冒、滴、漏损失率为 15%～20%。

(4) 水环境恶化

2000 年污水排放总量 620 亿吨，约 80%未经任何处理直接排入江河湖库，90%以上的城市地表水体，97%的城市地下含水层受到污染。由于部分地区地下水开采量超过补给量，全国已出现地下水超采区 164 片，总面积 18 万平方公里，并引发了地面沉降、海水入侵等一系列生态问题。

(5) 水资源缺乏合理配置

华北地区水资源开发程度已经很高，缺水对生态环境已造成了影响。目前黄河断流日益严重，却每年调出 90 亿立方米水量接济淮河与海河，因此，对水资源的合理配置和布局，区域间的水资源的调配要依靠包括调水工程在内的统一规划和合理布局。

(6) 经济发展与生产力布局考虑水资源条件不够

在计划经济体制下，过去工业的布局，没有充分考虑水资源条件，不少耗水大的工业却布置在缺水地区；耗水大的水稻却在缺水地区盲目发展，人为加剧了水资源合理配置的矛盾。

综合上述，中国水资源总量并不丰富，地区分布不均，年内分配集中，北方部分地区水资源开发利用已经超过资源环境的承载能力，全国范围内水资源可持续利用问题已经成为国家可持续发展战略的主要制约因素。

五、海水淡化与水资源可持续利用

海水淡化，亦称海水脱盐，是指通过一定的装置和设备除去海水中的盐分以获得淡水的工艺过程。据国际海水淡化协会（International Desalination Association）的最新统计，世界上已有 13080 个海水淡化工厂，每天可生产 5560 万吨饮用水。据国际水务情报局（Global Water Intelligence）估计，到 2015 年，全球海水淡化处理能力将翻一番。

经过 40 多年的科技攻关和工程示范，我国在反渗透法、蒸馏法等主流海水淡化关键技

术方面取得重大突破。目前，我国最大的日产10万吨海水淡化工程将在天津大港建成投产。根据国家《海水利用专项规划》，我国海水淡化能力2010年达到100万吨/天，2020年将达到250万～300万吨/天。海水淡化在提供人类淡水资源的同时，也不可避免地遇到了浓盐水给生态环境带来的问题。浓盐水不但含盐量高，而且含有海水预处理时的一些化学物质，如果排放不当，就会对土壤、地表水、海洋环境等造成污染。以反渗透法为例，每10000m^3的海水可以产出5000m^3的淡化水，目前海水淡化产生的浓盐水的处理方法主要还是排入大海，而海洋对浓盐水的消纳能力十分有限，浓盐水长此以往没有节制地排回大海，附近的海面将面临生态危机。

1. 海水淡化的主要方法

目前海水淡化的主要方法有蒸馏法、电渗析法和反渗透法等。蒸馏法主要是利用水的饱和蒸气压与相应温度下沸点之间的关系，将适当温度的海水注入真空或接近真空的蒸馏室，使其在瞬间急速蒸发、冷凝，从而将海水中的盐分去除，制取淡水。电渗析法主要是在直流电场的作用下，使海水中的离子穿过具有选择性的离子膜，做定向迁移。海水中盐类正离子穿过阳膜移向阴极方向，不能穿过阴膜而留下；负离子穿过阴膜移向阳极方向，不能穿过阳膜而留下。盐类离子被交换走的管道中的海水成为淡水。反渗透法是一种使用具有选择透过性能的“半透膜”从海水中分离出盐分，以实现海水淡化的技术。

以上技术主要是利用热能和电能作为海水淡化的能源，显然要实现大规模的海水淡化首先需要寻求更可靠更经济的新能源。核能作为一种清洁安全经济的新能源已逐步应用于海水淡化技术中，核能海水淡化是利用核反应堆作为能量来源，从海水中生产淡水的方法。此外，太阳能是一种取之不尽的清洁可再生能源，若将其作为淡化能源，可生产出成本较低、纯度较高的淡水。太阳能海水淡化的能量利用方式有两种：①利用太阳能产生热能以驱动海水相变过程；②利用太阳能发电以驱动渗透过程。

2. 浓盐水的处理

在海水淡化过程中产生大量的浓盐水，排放不当可能会造成环境污染。目前常用的处理方法分为：直接排放和将浓盐水进行再利用，创造一定的经济效益。

(1) 海水淡化后的浓盐水排放与处理

① 将浓盐水直接排入海洋　目前，将浓盐水直接排入海洋可能是当前最为简单和经济的方法，也是大多数海水淡化工厂使用的主要方式，但海洋对排放物的消纳能力并不是无限的，高浓度的浓盐水和淡化过程中引入的化学物质可能对排放口周围的海洋生物造成伤害。

② 排入污水处理系统　将浓盐水排入市政污水体系，与城市污水共同处理也是处理浓盐水常用的方法。浓盐水首先要经过无害化处理，消除对水体水质的不利影响，达到城市污水排放标准后才可排入市政污水厂。这种处理方法适用于中小型淡化厂。

③ 排入地表水系统　如果苦咸水淡化厂排放浓盐水的量（相对于地表水）不很大，可将浓盐水排入地表水体（如河流、湖泊）。但浓盐水要符合一定的要求（如pH值，总悬浮固体，无毒性等），以保证浓盐水的水质不超过水体的自净化能力。

④ 将浓盐水引入蒸发池　内陆淡化厂一般采用苦咸水淡化后将浓盐水就近处理。

在合适的气候条件下，可以利用太阳能，将浓盐水储存在蒸发池中让其逐渐蒸发。

⑤ 深井注射法　将浓盐水通过深井注射排入地下，该法已实践多年，有较严格的设计和施工要求。当浓盐水的排放超出了地下水的自净化能力时，就会造成地下水的污染，而且深井注射处理浓盐水的成本较高。

(2) 浓盐水的利用

① 地表灌溉　浓盐水可用来灌溉耐盐性植物，这些植物可承受高于35000mg/L的盐度，但灌溉后对土壤的盐化作用应保持在一个可接受的水平，对地下水和地表水的潜在危害也应保持最小。这种方法要受气候条件和可用陆地的限制，还需要定期检测土壤和地下水环境。

② 制盐　将淡化后产生的浓海水直接引入晒盐池，进行晒盐，这样既可以缩短晒盐的时间，又可解决浓盐水污染问题，实现海水淡化的零排放。

③ 提取化工原料实现综合利用　海卤水中除氯化钠外，钾、镁、溴、硫酸根是利用的重点。钾可制成氯化钾、硫酸钾、硝酸钾、钾镁复合肥料；镁可制成金属镁、氧化镁、氢氧化镁、硫酸镁或碳酸镁填料、镁基储氢能源材料和镁基复合材料、钾镁复合肥料；溴可制成溴系列产品；硫酸根可制成硫酸钙建筑石膏等，与氯碱工业结合还可以生产氯气、氢气等产品。

3. 海水淡化过程中存在的问题

国际上海水淡化厂浓海水的排放基本采取直接排海或冲稀后排海的方式，目前还未出现大的环境问题，但其潜在危害已引起环境专家和环保人士的关注。

(1) 海水淡化厂能源使用对空气的影响

现在大多数的海水淡化厂以重柴油或原油作为海水淡化的能源。原油中硫含量一般占到质量的2.9%，重柴油中硫的含量通常占质量的1.7%～3.7%。其产生的污染物二氧化硫(SO_2)等排放到空气中，破坏空气质量，对人类、动植物及生态环境系统构成威胁。

(2) 浓盐水对海洋生态系统的影响

经过淡化技术提取淡水后的浓海水以海水作为工业循环冷却水时，海水中的水分逐渐挥发，在海水的浓度增加一倍左右后排放的部分，盐度升高后必然会改变海洋生物本身体液及生活环境中海水中渗透压的平衡，从而降低海洋生物的繁殖力。研究发现许多类海洋生物的呼吸及排泄能力，都与其周遭环境的盐度有密切的关系。由于底栖生物无足够的移栖能力，因此浓盐水排放对排水口附近的底栖生物的影响尤为严重。

(3) 海水淡化厂排放的污染物对海洋生态系统的影响

由于管道、水箱和容器中的金属腐蚀，使海水淡化工厂流出的浓盐水中带有少量的铜、镍和锰等。此外，排放物中还有许多化学添加剂（主要为生物灭杀剂、阻垢剂、防沫剂、防蚀剂等)。这些污染物易聚集在海洋上层几毫米处（微层），毒害那里的浮游生物和幼虫，威胁着海洋生态系统的平衡。

总之，目前，海洋在自然蒸发-降雨的循环过程中保持着盐度平衡，海洋的盐度维持在5左右。随着海水淡化技术的发展和规模的扩大，将有更多的浓盐水排入海洋中，这种长期的排放将会使盐度增加，可能会打破海洋原有的平衡。以胶州湾为例，按海水淡化水产量20万立方米/天、胶州湾海水交换周期按60天计算，若产生的浓盐水全部排入胶州湾，则胶州湾的平均盐度将每年上升0.3个盐度单位，30年后胶州湾将超过40个盐度单位，与死海的盐度相当。

因此在大力发展海水淡化事业的同时，建议：

① 要对海水资源的开发进行统筹规划，根据气候（如降雨量）等条件适度开采，使其符合可持续发展的要求。

② 加大对高含盐水深度研究和利用力度，使海水淡化过程中产生的浓盐水资源化，尽

可能达到零排放，将浓盐水对环境和生态系统的不利影响降到最低。

③ 管理部门也应当加强对海洋各项指标的监控，并制定相关的政策法规和采取有效的科技手段来共同促进环境和海洋生态系统的可持续发展。

第二节 国内外海水淡化技术的发展

随着经济社会的高速发展和人口的急剧增加，水资源危机已成为仅次于全球气候变暖的世界第二大环境问题。世界范围的普遍缺水使海水淡化技术从中东的沙漠地区扩展到全球的主要沿海国家，形成了海水淡化水的生产销售和装备制造两大产业。

面对我国北方沿海地区的资源型缺水和南部沿海周边水质型缺水、水资源亟待保护和科学利用的严峻形势，在采取蓄水、跨流域调水、再生水利用等一系列有效措施的同时，借鉴国际先进经验，开发海水淡化技术，向大海要淡水已成为解决沿海地区水资源紧缺的重要途径。海水淡化是解决水资源危机、开拓新的安全水源的必然选择。

一、全球海水淡化发展现状与趋势

目前，世界上已有120多个国家在运用海水淡化技术获取淡水，全球海水淡化日产量约3500万立方米左右，其中80%用于饮用水，解决了1亿多人的供水问题，即世界上1/50的人口靠海水淡化提供饮用水。全球有海水淡化厂1. 3万多座，海水淡化作为淡水资源的替代与增量技术，愈来愈受到世界上许多沿海国家的重视；全球直接利用海水作为工业冷却水总量每年约6000亿立方米左右，替代了大量宝贵的淡水资源；全世界每年从海洋中提盐5000万吨、镁及氧化镁260多万吨、溴20万吨等。

随着社会的需求和技术的发展，国外海水淡化工程不断向大型化、规模化方向发展，无论是多级闪蒸，还是多效蒸馏和反渗透，其规模均已从最初的几百立方米/天发展到现在的几十万立方米/天。

海水淡化需要大量能量，所以在不富裕的国家经济效益并不高。沙特阿拉伯的海水淡化厂占全球海水淡化能力的24%。阿拉伯联合酋长国的杰贝勒阿里海水淡化厂第二期是全球最大的海水淡化厂，每年可产生3亿立方米淡水。

目前，世界上脱盐水产量近$4\times10^7 m^3/d$，其中多级闪蒸（MSF）和反渗透（RO）各占市场的45%左右，解决了1亿多人口的供水问题。世界最大的反渗透海水淡化厂建于以色列南部地中海岸工业区的阿什凯隆海水淡化厂，日产淡水33万立方米。另外，世界上最大的热膜联产海水淡化厂是阿联酋富查伊拉海水淡化厂，发电量为656MW，日产水量为45.4万立方米，其中，MSF产水28.4万立方米/天，反渗透（RO）产水17万立方米/天。

典型的大规模反渗透海水淡化吨水成本已从1985年的1.02美元降至2005年的48美分。且在成本的组成上，运行及维护，能源消费和投资成本均逐年下降，目前各占总成本的1/3。海水淡化已是解决全球水资源危机问题的重要途径，尤其在中东地区和一些岛屿地区，淡化水在当地经济和社会发展中发挥了重要作用，已成为其基本水源。

以色列超过一半的国土面积被沙漠覆盖，城市的水资源短缺问题因污染和干旱而不断恶化。地下水正逐渐干涸，造成咸潮入侵。以色列政府正大力推进海水淡化，将之作为应对这些问题的对策，计划于2020年之前实现利用海水淡化技术来满足国内大部分供水需求。

1. 国际海水淡化技术的现状

根据国际脱盐协会的统计数据，截至2005年12月31日，在世界范围内共有12300个淡化工程，总生产能力为$4700\times10^4m^3/d$。2001～2005年平均生产能力比五年前增加了25%，淡化技术已经在全世界155个国家中使用，解决了1亿多人口的供水问题。

各种海水淡化技术在世界舞台上百花齐放，多级闪蒸技术虽有动力消耗大的缺陷，但由于技术成熟、运行可靠仍有大量应用；低温多效蒸馏技术由于更加节能，近年发展迅速，装置的规模日益扩大，成本日益降低；反渗透海水淡化技术发展更快，工程造价和运行成本持续降低，对海水水质的适应范围、系统稳定性尚有进一步提高的空间。虽然国外对各种海水淡化技术做了多种实验对比，以期明确孰优孰劣，但时至今日，热法和膜法技术均各有广泛的用户，说明各项技术仍在不断发展，均有各自的技术优势、适用的环境条件及降低成本的空间。

热膜耦合海水淡化及多种海水淡化的技术组合和集成已显现出发展的生命力，具有清洁、廉价等优势的核能有望在海水淡化能源中得到进一步应用。

目前，全世界有13座核电站和海水淡化装置联合建设，而且有逐渐增加的趋势。

热法海水淡化的研发重点包括蒸汽喷射器、海水喷淋装置、传热材料、防腐材料、专用运行软件的改进和完善，这些工作使多级闪蒸的单机产量达到$7\times10^4m^3/d$以上，建成工程最大规模为$46\times10^4m^3/d$，在建工程最大规模为$100\times10^4m^3/d$；低温多效蒸馏的单机产量达到$3.6\times10^4m^3/d$，建成工程最大规模为$24\times10^4m^3/d$，在建工程最大规模为$80\times10^4m^3/d$。规模扩大带来造价降低以及性能提高的双重优势，显示了良好的发展前景。

反渗透海水淡化的工艺技术、关键设备材料的改进和提高促进了其技术革新，使其工艺不断完善，尤其是预处理技术发展迅速；用于海水淡化、苦咸水淡化、废水再生利用、超纯水的反渗透膜正在向耐高压、高脱盐率、低污染膜等方向发展，膜制备工艺水平和膜性能迅速提高，用于海水淡化的反渗透膜的脱盐率达到99.8%；能量回收技术经过多次技术升级，已使反渗透海水淡化的电耗从20世纪80年代的$6\sim8kW\cdot h/m^3$降低到$3\sim4kW\cdot h/m^3$。这些技术进步促进了反渗透海水淡化技术的应用，世界上反渗透海水淡化单机最大规模为$2.1\times10^4m^3/d$，正在研发单机生产能力为$2.7\times10^4m^3/d$的反渗透装备，工程最大规模已达到$33\times10^4m^3/d$。

2. 国际海水淡化技术的发展趋势

① 各种海水淡化技术共存互补、并行发展　海水淡化技术已基本成熟，但工艺技术的完善以及新材料、新工艺的应用研发仍空前活跃。低温多效蒸馏的研发重点是超大型蒸汽喷射器、三相流条件下的海水均匀喷淋布液系统、传热强化及材料优化、装备的腐蚀与防护、运行软件的改进和完善等。多级闪蒸的研发重点是新材料的应用、级间抽汽和其他新技术的应用。反渗透海水淡化的研发重点是高性能反渗透膜、新型预处理技术的开发和传统预处理技术的完善、大型高压泵与能量回收系统的开发与完善等。这些研发形成了各种海水淡化技术共存互补的格局。

② 工程规模日趋大型化　社会需求和技术发展使国际海水淡化工程不断向大型化、规模化方向发展。海水淡化厂的规模已从最初的几百吨/日发展到现在的几十万吨/日，且单台设备的产水量迅速增加，如韩国斗山集团在沙特承建的目前世界最大的多级闪蒸海水淡化工程（$100\times10^4m^3/d$）已于2009年完工，法国Sidem公司的低温多效海水淡化工程（$80\times10^4m^3/d$）在2010年完工。



③ 成本日趋降低　技术进步、规模大型化以及建设和运行管理机制的不断创新使海水淡化的成本逐步降低，目前淡化水的最低销售价格折合人民币已经降至近4.0元/m^3。

④ 海水淡化与资源利用逐步形成产业链　海水淡化工程与发电厂相结合，利用电厂余热回收淡水和进行后续卤水综合利用，正在成为国际关注的热点。海水淡化排出的浓海水，具有已提取上岸并进行了净化、浓缩了约2倍、全年的水温和排出量基本稳定等特点。将浓海水直接用于盐业的制卤生产，可使制卤周期缩短，节约土地资源。在此基础上，采用新技术分别提取浓海水中的溴素及镁、钾、钙盐，最终将浓海水的氯化钠资源转化为符合生产两碱（纯碱、烧碱）的液体盐。

⑤ 政策支持海水资源利用的产业发展　2004年以来，美国国会积极推动H.R.1071和H.R.3834等法案（10年内提供2亿美元资助脱盐设备的建造，并且每生产和销售1m^3淡水补贴0.16美元）。在南加州，Metropolitan Water District（MWD）还给予当地一些水利机构财务补贴（0.2美元/m^3），以促进海水淡化工程的实施。

日本政府出资85%建设了冲绳和福冈两大反渗透海水淡化示范工厂。通过工程示范使日本东丽、日东电工和东洋纺等反渗透膜、配套装备生产企业和工程公司走向全球。

以色列政府通过控制SOOT（兴建—营运—拥有—移转）或BOO（兴建—营运—拥有）模式促进海水淡化厂的建设，对本国企业给予资金支持并在合同中明确政府采购淡化水的最低购买量和价格，培育本国企业，提高其竞争能力。

韩国政府于2007年10月启动了支持斗山重工建设规模为$2.7\times10^4m^3/d$的反渗透海水淡化单机实验床的计划，该计划投资7600万美元，其中政府出资3200万美元，已于2010年完成，预期到2020年有109亿美元的出口合同回报。

中东淡化研究中心（Middle East De. salination Research Center，MEDRC）的成立说明海水淡化的研究已经成为世界关注的国际问题，在竞争中合作已成为发达国家的共识。

3. 国外创新技术助力海水淡化

去年美国《国家地理》曾经做了一个专题：寻找海水淡化新技术。其主题是通过新科技找到更好的海水脱盐方法。专家认为这种新型装置为海水淡化在沿海干旱地区的普及铺平了道路。在未来6年里，新兴的海水脱盐工厂每天可为全球供水量增加13亿加仑（1加仑＝3.78541dm^3），相当于一条科罗拉多河的水量。研究人员目前正在研发至少三项可以进一步降低能源消耗的海水淡化新技术。

最适合商业化推广的，称为“正向渗透法”，让水通过多孔膜进入一种盐浓度甚至超过海水的溶液，但溶液里的特殊盐分很容易蒸发。此前在太空执行最后一次飞行任务的美国航天飞机亚特兰蒂斯号携带的两项实验任务之一即是正渗透技术。

另外两种方法都在薄膜结构上有了创新和改进，一种用碳纳米管来做薄膜的小孔，另一种薄膜的孔，用引导水分子通过活细胞的细胞膜的蛋白质来构成。这样的薄膜结构与目前传统的脱盐半透膜相比，淡化海水的能力提高了5倍，平均每天每平方米薄膜可以淡化几万升的海水。

目前，美国科学家正在改造碳纳米管薄膜。他们正在尝试将碳纳米管阵列嵌入聚合物里，比如目前在淡化海水中使用的聚碳酸酯。美国科学家胡默说：“这是一个飞速发展的领域。我相信这种碳纳米管薄膜很快就可以被制造出来。在水资源日益匮乏的时代，利用碳纳米管薄膜淡化海水意义重大。”

沙特也在积极寻找着海水淡化的替代能源和新技术。今年年初，沙特公布了一项与

IBM 合作的研究发展计划，利用太阳能和纳米技术来淡化海水，有望将能源成本降低 40%，进一步提高能效。

建于沙特东北部城市阿尔卡夫及（Al-khafji），为淡化提供电力的超高聚光光伏发电技术，能效是目前一般光电设备的 3 倍。考虑到沙漠地带的高温状况，IBM 研究人员设计的特殊工艺将使光电板在炙烤下也能长效抗热运行自如。该中心还将研究如何把先进的纳米渗透膜技术应用到淡水提取工艺中，使水分子更容易与其他海水成分分离，将极大地提高海水脱盐过程中反渗透膜的效能。这座沙漠中的太阳能海水淡化厂预计 2012 年建成，届时将可为本城 10 万户居民每日供应 3 万吨净化水。

新技术的应用将大幅提高沙特海水淡化工业的效率，有望将每吨淡化海水的成本控制在 1.5 里亚尔（约合 2.7 元人民币）以内。有关研究计划为期 3 年，包括在沙特北部与科威特交界的海湾地区建立一个世界上规模最大的太阳能海水淡化工厂，日产淡化海水 3 万吨，同时具备 10MW 的发电能力。沙特另有 8 座海水淡化厂计划在建，新能源在沙漠王国的未来水源中扮演着越来越重要的角色。

未来，利用太阳能、纳米技术等新技术是海水淡化降低成本走向大型化的趋势。

二、我国海水淡化技术与工程

海水淡化既省钱又环保，我国是一个水资源严重短缺的国家，大力发展海水淡化和海水直接利用，这对于长远解决我国水资源短缺问题具有战略意义。向海洋要淡水，取之不尽、用之不竭，不受时空和气候影响，且水质好、供水稳定，而且海水淡化随着科技进步，成本还会降低，接近于自来水价格。

1. “十一五”期间海水淡化综述

近年来国家对于海水淡化等资源利用技术的重视程度加强，在“十一五”期间海水淡化作为重要内容被明确列入了《国民经济和社会发展“十一五”规划纲要》、《国家中长期科学和技术发展规划纲要（2006～2020）》、《高技术产业发展“十一五”规划》、《国家“十一五”海洋科学和技术发展规划纲要》和《国务院关于印发节能减排综合性工作方案的通知》（国发［2007］15 号）中。2007 年 4 月，科技部启动“海水淡化与综合利用成套技术研究和示范”项目，支持海水资源利用技术研究。该项目将建成大型海水淡化、海水循环冷却、大生活用海水、海水化学资源提取利用示范工程，开展大规模海水利用关键技术、重大装备、工程、产业链示范研究，重点突破海水淡化和海水直接利用产业化集成技术和重要装备的研发，以海水淡化解决沿海地区工业锅炉补水和城镇生活饮用水；以海水冷却替代电力、化工、石化、冶金、轻纺等耗水大户的工业循环冷却水；以海水替代城市冲厕用水；同时大力推进海水（浓海水、各类卤水）化学资源综合利用技术，实现环保、土地和海水资源综合利用科学协调发展，形成完整的海水利用产业技术体系。

政策环境和技术进步的综合作用使得我国的海水淡化技术和产业在新世纪得到了快速发展。到 2007 年初，引进国外技术的有 9 套，产水量为 $10.57\times10^4 m^3/d$，占 70.11%；应用国产技术的有 34 套，产水量为 $4.507\times10^4 m^3/d$，占 29.89%。国内先后自主设计、建造了 $2\times2500m^3/d$ 反渗透和 $3000m^3/d$ 低温多效海水淡化工程，自主研发的淡化设备造价比进口的降低 30%～50%，吨水成本接近国际先进水平。

根据 2005 年 8 月颁布实施的《海水利用专项规划》，我国在 2010 年、2020 年建成和在建的海水淡化工程的生产能力将分别达到 $100\times10^4 m^3/d$、$280\times10^4 m^3/d$。该规划的颁布是我国海水淡化事业的里程碑，为其发展提供了良好的契机。目前，全国在建、待建的海水淡



化工程规模已达到195.8×$10^4m^3/d$，技术和产业发展前景良好。

2. 我国海水淡化技术的重大进展

在低温多效蒸馏海水淡化方面，2004年9月攻克了千吨级低温多效蒸馏海水淡化技术，自主设计、制造完成了山东青岛黄岛电厂（$3000m^3/d$）低温多效蒸馏海水淡化装置并投入运行，实现我国蒸馏法海水淡化工程“零”的突破，吨水成本约为4.8元/吨。2006年4月从法国Sidem公司引进的2×$10^4m^3/d$低温多效海水淡化工程投产，同年12月由法国Weir公司设计、以国内制造为主的1×$10^4m^3/d$低温多效海水淡化工程在天津投产。另外，首钢公司和天津北疆电厂分别签订从法国Sidem公司和以色列IDE公司引进低温多效设备的合同，工程规模分别为5×$10^4m^3/d$和10×$10^4m^3/d$。2007年国内相关机构整合成立数家海水淡化公司，借助我国电力设备的出口，目前已签订低温多效海水淡化设备供货合同4项，产水容量为2.8×$10^4m^3/d$。

在反渗透海水淡化方面取得了较大的技术进展，已经建成单台产水能力为$1000m^3/d$、$3000m^3/d$、2×$2500m^3/d$的多个示范工程；2005年建成10×$10^4m^3/d$的亚海水淡化工程，形成大规模反渗透淡化工程的设计和建设技术；2007年10月由国内设计的单机1×$10^4m^3/d$的反渗透海水淡化工程建成投产，在单机规模方面接近国际先进水平。目前，我国的反渗透海水淡化工艺已基本成熟，具备了单机规模万吨级以上反渗透海水淡化工程的设计和建设能力。

在膜材料和膜组器开发应用方面，2004年完成了反渗透复合膜组器生产线，提高了我国平板膜生产和卷式膜元件生产设备的性能和工艺水平，可生产反渗透复合膜、纳滤膜、超滤膜、微滤膜等18个品种和膜组器，具备120×$10^4m^2/a$的生产能力。生产的复合膜平均脱盐率为99.2%，最低脱盐率为98%，产品合格率≥85%；经过近两年的改进，脱盐率稳定在99.4%，已通过一年多的现场性能测试，单级反渗透产水的总溶解固体含量<400mg/L，符合饮用水标准，这说明我国的反渗透复合膜已达到国际同类产品水平，提高了我国反渗透海水淡化技术的核心竞争力。

在海水淡化配套设备和材料方面，国产海水给水泵可满足技术要求；产水量<$3000m^3/d$的反渗透用高压泵已实现国产化并通过了两年的现场考核，开发出了功交换式（柱塞式）能量回收装置并进行了现场测试，尚需在稳定性和可靠性方面进一步提高；铝黄铜类海水淡化传热管可满足国内需要并大量出口，开发出了日产万吨级以下的蒸汽热压缩器并完成了为期三年的现场考核，效率接近国际先进水平，尚需进一步提高效率和开发更大容量的装备。

根据国家科技支撑计划，目前正在进行单机1×$10^4m^3/d$反渗透和2.5×$10^4m^3/d$低温多效海水淡化示范装置的开发和工程建设的准备工作。

3. 全面提升我国海水利用技术核心竞争力

已经使用了海水淡化技术的一些经济发达国家，如：以色列、美国、日本等国，都已取得了显著的经济效益。中国政府现在也越来越重视海水淡化产业，国家已着手建立“海水资源利用产业化规模示范工程项目”，将海水淡化列入高新产业范畴。

目前，我国城市缺水总量达60亿立方米。特别是人口占全国的40%以上，社会总产值占全国的60%的我国沿海地带和海岛地区，缺水数量占到全国缺水总量的1/3以上，水资源紧张已成为制约这些地区经济和社会发展的瓶颈。据专家预测，沿海城市的用水量年增长率在1998～2007年间为4.5%～6.5%，在2010～2015年将是1998年的2倍，缺水状况将进一步恶化。

我国沿海地区天津、大连、青岛、浙江都相继建设了一批海水淡化项目。到2007年初，我国已建成海水淡化装置43套，日产淡水量15.8万吨（淡水产量为$15.08\times10^4m^3/d$）。目前我国在建和待建的海水淡化工程有30项之多，其中有1/3的工程淡化规模达到了10万吨/日以上。全部建成后，我国海水淡化规模将会达到195.8万吨/日。

这些项目中，规模最大的是天津北疆电厂海水淡化，建成后规模将达到42万吨/日的规模。

目前，我国正在以国家科技支撑计划"海水淡化与综合利用成套技术研究和示范"重大项目为依托，开展大型海水淡化与综合利用成套技术研究，将相继建立5万吨级海水淡化、10万吨级海水循环冷却、百万平米大生活用海水、千吨级海水提溴、万吨级海水提钾、万吨级海水提镁等示范工程，发展大型海水淡化与综合利用技术装备，并在此基础上逐步构建我国自主创新的海水利用技术、装备、标准和产业化体系，全面提升我国海水利用技术核心竞争力。

截至2008年底，我国已建成投产的海水淡化装置仅64套，产水量达到$16\times10^4m^3/d$，主要分布在山东、辽宁、浙江、河北和天津等地。海水淡化水主要用于沿海电力、化工等企业的锅炉、生产工艺用水及沿海城市和海岛居民饮用水。

已建成的淡化装置中仅35套用于海岛居民供水，合计产水能力达到$3.71\times10^4m^3/d$，占23%，其余用在沿海城市的为电力、化工等企业自备用水。目前国内淡化水还没有大规模应用于市政供水的例子。

众多世界知名海水淡化公司已经看准了中国市场，如美国矩阵海水淡化工程公司、以色列TDE海水淡化技术有限公司，均已在中国设立办事处，随时准备对中国的海水淡化产业进行投资。

4. 采取技术创新及组合技术提高海水淡化的经济竞争优势

海水淡化的投资成本主要是设备成本。目前淡化能力投资成本（以单位水量计）一般低于7000元/吨。运行成本方面，蒸馏法主要有蒸汽费用、电力费用；反渗透法主要有电力、药剂和膜更换费用。国际上，目前海水淡化成本约为0.60美元/吨，国内成本在5～8元/吨，苦咸水淡化在2～4元/吨。国际上许多国家自来水价格已高于海水淡化的成本。海水淡化已经具有竞争力。

中国的自来水价格偏低，尤其是居民生活用水，仅为国际水平的1/3左右，这主要是受政府补贴等因素的影响。因此，在中国采用淡化海水作为民用水源仍嫌成本过高。但是海水淡化在许多领域，主要是工业领域，已经具有明显优势，如锅炉用水等，综合成本已远高于具有同等质量的海水淡化成本。

采取技术创新及组合技术也可降低海水淡化成本。如下面所讲核能海水淡化成本可低至1元/m^3左右。长期看，自来水价格将不断上涨，海水淡化成本则不断下降，海水淡化成本劣势在减小，竞争力在不断提高。海水淡化的竞争优势将越来越明显。

5. 我国海水淡化与国外的差距

① 技术　对低温多效技术的核心部件、材料、水电联产等基础研究有待深入，装备验证和环境条件不能满足技术发展要求，缺乏大规模海水淡化装置设计、加工制造、安装调试及运行维护的工程实践，迫切需要通过规模示范形成成套技术和锻炼队伍。反渗透膜组件、高压泵、能量回收及水处理药剂等关键部件和材料仍以进口为主，缺乏大规模反渗透海水淡化成套工程技术和实践，迫切需要形成高压泵、能量回收、膜组件等关键设备的自主技术和

批量生产，通过规模示范形成成套技术应对国外公司在国内的竞争。核能海水淡化的概念已经提出许多年，还缺乏工程实践；核反应堆与海水淡化的接口还停留在研究和设计阶段，需要打通流程，形成成套技术和装备体系。

② 产业规模　我国海水淡化工程规模多在千吨级，而国外已达到十万吨级水平，我国海水淡化产水量为 $15.08\times10^4 m^3/d$（仅占世界总产量的 0.3%），与国外的差距明显。

③ 实施机制　没有专门机构统筹协调，没有形成产业联盟。海水淡化必须有针对性地在政府指导、行业协调、产业政策、技术创新等方面统筹规划，全面协调各方利益，才能形成合力，促进产业发展。

④ 示范及投入　国家对规模示范工程的资金投入不足，造成规模示范不够，制约了该领域技术的发展和成果的转化。

6. 我国海水利用的质量监管与用水安全

2008 年 11 月 9 日，国家海水及苦咸水利用产品质量监督检验中心正式挂牌成立。该中心是由国家质检总局和国家认监委联合发文授权、具有第三方公正性地位的社会公益性检测机构，将承担国家有关海水利用的各类产品质量检验任务，检测范围为海水利用材料及设备、海水利用化学品和水质（海水）等 47 种产品、278 个检测项目。以上均表明我国海水利用的质量监管工作已经启动，必将对我国海水利用产业健康、有序、快速发展起到积极的推动作用。

目前，水资源短缺已成为制约我国社会经济可持续发展的重要因素之一。全国 669 座城市中有 400 多座供水不足，其中严重缺水的有 110 座。水资源短缺问题在一些沿海经济发达城市表现得尤为严重。与此同时，我国不少沿海城市水资源结构单一，过度依赖于地表水，而近几年地表水水源微污染化和突发性污染事件的发生，引起了居民对供水水质和供水安全问题的广泛关注。

海水淡化的取水不受时间和气候的影响，水质稳定且水量充足，生产的淡化水水质完全可以达到饮用水水质标准，并且优于传统水源和净水工艺生产的饮用水。近几十年，随着科技的进步，海水淡化技术飞速发展，生产工艺日趋成熟，制水成本不断下降。通过发展海水淡化技术解决水资源危机，现已得到世界各国的普遍认同。我国海岸线长达 32647 千米，海水资源丰富。因此，发展海水淡化技术，将海水淡化用于沿海城市市政供水，不仅可以有效解决我国淡水资源短缺问题，而且能够提高沿海城市和海岛居民的生活用水水质和保证居民用水安全。

三、苦咸水淡化技术

1. 苦咸水利用的意义

由于人口的增长、经济的持续发展和人民生活水平的提高，对水的需求量越来越大，对水质的要求越来越高，而水资源的严重污染，使本来紧张的水资源的供需矛盾更加尖锐化。沿海地区 14 个开放城市，有 9 个淡水供应不足，年缺水量 60 多亿立方米，城市人均水平大部分少于 $500m^3$，尤其是天津、青岛、连云港、上海，竟少于 $200m^3$，远远低于国际公认人均 $1000m^3$ 的严重缺水标准。我国城市的水资源短缺问题严重制约了地区经济和社会的发展。一些岛屿，如舟山和长岛等的进一步开发，也受到水资源短缺的限制。据报道，世界现有人口中，水质和水量都能获得保障供水的为 40%，无优质供水的 25%，供水严重不足和无安全供水的人口高达 35%。

因此，设计开发新型给水技术，利用苦咸水，缓解水危机，为社会和城乡人民提供安

全、可靠、卫生的生产、生活用水，是当前国内外给水领域的重大课题之一。

2. 苦咸水淡化技术和应用的现状与前景

苦咸水是在漫长的地质历史时期里和复杂的地理环境中由多种因素综合作用下形成与演变的，其中古地理环境、古气候条件、海侵活动、地质构造和水文地质条件等起了重要作用。浅层地下苦咸水，主要是在大陆盐化过程中地下水中盐分的蒸发浓缩形成的。人类不适当的经济活动，造成沿海地区海水入侵，不合理的灌溉、排水、改良盐碱地等活动也会使地下水变咸。

一般来讲，含盐量1～5g/L的水叫低盐度苦咸水，微咸水（矿化度1～3g/L）和半咸水（矿化度3～5g/L）；5～10g/L叫中盐度苦咸水；10g/L以上为高盐度苦咸水；含盐量50～500g/L称之为卤水。本书中的苦咸水淡化主要是对含盐量为1～5g/L以下的低盐度苦咸水淡化。

我国北方和沿海地区广泛分布有微咸水和半咸水，如黄淮海平原和西北内陆盆地等。2004年，国家发布了新一轮的全国地下水资源评价。

苦咸水淡化方法主要有蒸馏法、膜法、电渗析法。蒸馏法主要有多效蒸馏（ME）、多级闪蒸（MSF）、压气蒸馏（VC）。膜法主要有反渗透（RO）、纳滤（NF）。电渗析法主要有电渗析（ED）、频繁倒极电渗析（EDR）等。

自20世纪30年代，世界上许多国家就开始了苦咸水利用与淡化方面的研究。如：突尼斯、阿尔及利亚、美国、以色列、印度等，有的把咸水直接灌溉于农作物，有的将苦咸水淡化后用以解决工业和市政等用水问题。目前，世界上苦咸水淡化产量达$7.0\times10^6 m^3/d$左右。苦咸水淡化技术中，反渗透（RO）占76%，电渗析（ED）占15.6%，多级闪蒸（MSF）占2%。很明显，膜技术占绝对优势。最大的苦咸水淡化工程是美国尤马河水的处理工程，产水量$37\times10^4 m^3/d$。截至目前，有15个国家的100多个科研机关从事苦咸水利用与淡化方面的研究工作。

3. 开展苦咸水淡化工作的建议

① 为了顺利地开展苦咸水资源的开发利用工作，需要国家和地方政府加大投入，给予政策和财政支持，建设投资应采取以受益户为主，国家扶持的方式。

② 国家科技部立项招标研制适合用于处理苦咸水、微咸水、半微咸水的膜（反渗透复合膜、纳滤膜、微孔滤膜、离子交换膜、平板膜、中孔纤维膜、均相离子交换膜等）的材料和辅料及处理装置，进一步提升国产化水平。

③ 积极开展国际交流与合作，引进先进技术和设备，学习各国在规划、设计、施工等方面的好经验，也可考虑资本运作，购买国际先进技术公司。

④ 为促进膜技术产业发展，可在沿海或内陆地区建立苦咸水资源开发利用不同技术发展模式的示范工程，如：RO、NF、ED等，也可建立不同管理和运营模式的示范工程，在广大牧区和海岛可建立小型太阳能、风能苦咸水脱盐装置，发展配套产业，使其规模和经济技术都达到国际水平。

⑤ 多渠道筹集资金，适时建改水设备厂，实行生产、安装、调试、售后服务、操作人员培训一条龙服务；加强管理持证上岗（有一定文化水平、懂技术、身体健康）。

⑥ 制定严禁超采地下水法令，凡是将苦咸水作为饮用水源的地区必须上淡化装置。

⑦ 研制开发苦咸水浓缩排水处理和综合利用（如：养鱼）及无害化的实用技术。

⑧ 进一步开展咸水农业的利用实用技术研究。

⑨ 尽快筹建城市微咸水淡化示范厂，为了保护生态环境和降低淡化成本，同时开展浓水的大规模利用（如：养鱼等）。

⑩ 加大坚持用科学的发展观，必须合理地开发和利用苦咸水的宣传力度，要求一定要把握好地下水资源开发利用中的量和度，确保我国的经济和社会可持续发展。

第三节 国内外海水淡化技术创新与淡化方法及应用

一、海水淡化技术创新

目前发达国家具备大规模海水淡化产业的核心设备和海水淡化技术发展的方向。我国目前已建和在建的海水淡化装置中，大部分核心设备主要从美国、欧洲和日本进口。有学者在海水淡化产业评价上引入了产业国际竞争力函数模型，得出了美国、日本、韩国、以色列以及中国的产业竞争力评价结果，中国海水淡化产业经过数年的发展还是与发达国家的技术研发水平差距较大，在市场结构和竞争企业因素上处于落后的地位。此外由于技术的限制，还造成了我国的海水淡化企业规模较小，国产率较低的现状。

海水淡化产业国际竞争力评价结果见表1-2。

表1-2 海水淡化产业国际竞争力评价结果

项　目	美国	日本	以色列	韩国	中国
生产要素	97.62665	86.88949	75.01004	84.64949	64.08911
需求要素	78.33445	60.53325	16.89664	28.49725	41.95273
相关支持产业	94.22172	69.43962	38.94267	65.99176	47.41925
市场结构及竞争力	92.63402	80.64074	41.05367	61.88324	35.12653
海水淡化产业国际竞争力	91.89584	76.46159	46.12019	63.44865	47.34778

数据来源：《中国海水淡化产业国际竞争力研究》，蒋亚荣，2007年。

企业的核心竞争力离不开核心技术的研发，只有创新的产品、先进的技术才能占有市场。因此在政府主导下，我国企业应该着眼市场需求的核心产品多元开发，继续向海水淡化产业先进技术前沿推进，加大研究和投入力度，推动技术创新和产业化，提升我国海水淡化产业的核心竞争力。可采用的具体方式是：一是和高校、科研机构合作培养技术创新人才，二是向引领行业标准的国际型企业吸引优秀的行业人才加盟。

另一方面成本是目前海水淡化推广的首要瓶颈，也是全世界科学家的研究重点。这个领域的改革急需海水淡化技术创新来降低生产过程中的成本。成本主要包含两部分：一是生产过程中需要的成本，在淡化处理过程中，需要耗费大量能源来制造压力，能源价格居高不下势必会影响这部分成本；二是海水淡化后处理污物产生的成本。

随着公众环境意识的增加和政府环境立法的加强，海水淡化需要考虑如何在获取大量淡水的同时最大程度地降低对环境的影响。另外还有管网的损耗、企业的利润等。

杭州水处理中心多年来坚持致力于中国海水淡化事业的发展，从单机产能提高、配套设备国产化、核心部件水平提高、工艺改进、应用规模化、吨水能耗降低等在海水淡化技术创新多方面不断推进着我国海水淡化和膜技术产业的升级和发展。

近几年，浙江舟山六横水务公司第二套万吨级反渗透设备，经过连续168个小时的调试后，日产万吨、国产化率最高的海水淡化项目终于正式投入试运行，该项目是由杭州水处理

技术研究开发中心负责承建，是国内海水淡化技术创新的结果。

这一海水淡化项目的投运，将为舟山六横岛上90%以上的居民家庭及企业单位带去涓涓甘泉。本次投运的六横水务公司第二套万吨级设备将设备国产化率首次提升到80%左右，国产化率的提高势必实现投资降低，运行成本减少，进而提高了核心竞争力。此外，该项目实现了单机规模1万吨，优化大型单机设计、成套、制造技术，提高单机产能，将有力推动中国海水淡化单机产能大型化的进程。淡化水后矿化，确保矿物质的同时，提高饮用水口感。

近年来，立升PVC合金超滤膜技术具有低压大通量，抗污染能力强，使用寿命长，能够有效滤除水中细菌、病毒等突出优点，且生产成本仅为国际同类产品的1/3，一举奠定了立升在中国乃至国际膜技术领域的领先地位。同时，这一技术彻底解决了超滤技术性能和价格的矛盾，使得超滤膜技术广泛应用于城市供水领域成为可能。

立升PVC合金超滤产品出口至美国、日本、欧洲、东南亚、非洲等全球60多个国家和地区，应用到国内外1000多个市政工程项目，在市政供水、城镇家庭净水、公共直饮水、应急供水装备、农村改水以及国防装备等领域得到广泛应用。

不仅如此，立升超滤技术在我国多个新建水厂和旧水厂改造工程得到应用，成为膜法自来水厂的示范工程。目前，世界最大的“双膜法”自来水厂之一台湾高雄拷谭水厂采用立升PVC合金超滤膜组件，已稳定运行近5年。

天津自来水集团有限公司杨柳青水厂、北京自来水集团有限公司第九水厂、上海同盛水务有限公司、东营自来水公司南郊水厂、南通自来水公司芦泾水厂、上虞自来水公司上源闸水厂等大型项目，均采用立升PVC超滤膜，这些水厂出厂水质都率先实现国家《饮用水卫生标准》（GB 5749—2006）各项指标要求。此外，立升超滤技术还在上海、天津、安徽、海南等地城镇自来水厂应用中取得突破性进展。

2010年，上海世博会直饮水项目，以立升PVC合金超滤膜为工艺核心，经过上海市卫生监督部门1.4万多次水质检测，园区未发生一起水质安全事件，为来自世界260多个国家和地区的7300万游客安全供水超过15万吨，为上海世博会的成功举办做出了积极贡献。立升直饮水技术被美国著名财经杂志《福布斯》列于上海世博会“十大科技”的第二位。同时，海南立升受到国家科技部和上海市政府的联合表彰。

二、国外海水淡化突破性技术

1. 美国科学家发现淡化海水新技术

美国新泽西理工学院薄膜分离技术领域的一位化学工程师兼杰出教授研发出一种突破性的海水淡化方法。这位化学工程师在薄膜分离领域已经拥有了20多项专利，利用这种海水淡化新技术，可以将含盐浓度高的海水进行淡化。这项研究得到了美国内政部垦务局资金支持。

研究人员表示，目前利用反渗透技术能够处理海水的含盐量最高为5.5%，这种淡化海水新技术能出色地处理含盐量超过5.5%的海水，而且这种新方法只需廉价的低等燃料提供热能，并且效能极高。

这种淡化海水新技术利用的是薄膜蒸馏法，处理过程也很简单，即利用廉价的燃料对盐水溶液加热，迫使水从盐溶液中蒸发，纯净的水蒸气从薄膜上一个纳米级的小孔中穿过，然后在薄膜另一侧冷却凝结。研究人员表示，薄膜分离技术的基本原理已经是众所周知。人和动物体内的肠道就可以被视为半渗透的薄膜，科学家对薄膜分离技术的早期研究就是利用动



物的这些组织来进行的。

薄膜分离技术大多应用在生物医学、生物工艺学、化学、食品、石化、制药和水处理工业领域，进行分离、净化和浓缩液体溶液或是气体。目前的薄膜分离技术主要依赖于对薄膜和薄膜组件的设计能力。其中薄膜上小孔的尺寸是重点考虑的因素，它将决定液体或气体中的哪种分子能够穿过薄膜，特别是在分子从一个高浓度的环境流向一个低浓度的环境时。薄膜两边压力和浓度的不同就会引起分离现象的发生，而且当薄膜上小孔的尺寸缩小时，薄膜的有效性和选择性都会增加，如这种海水淡化技术中分离薄膜小孔的尺寸还不足几纳米。

研究人员表示，这种淡化海水的新技术在未来有广阔的应用前景，如通过淡化海水来净化出适合饮用的水有广大的用户，并刺激经济发展。

2. 美国佐治亚州的一种新型海水淡化设备

美国佐治亚州的一家公司研制出一种新型海水淡化设备，据称淡化过程的费用只有现有技术的1/3。这种便携式的新设备每天能够处理1.1万升水。它使用了一种称为“迅速喷雾蒸发”(RSE)的技术：含盐的水通过管道喷雾进入分离室，形成非常细小的水滴；在分离室的热空气中，水滴迅速蒸发，水和盐分等杂质分离；水蒸气输入凝结室成为纯水，而盐分则落在分离室的底部，而传统技术盐分回收后集结在管道上面，很难取下。

该新技术效率比现有的反向渗透等技术要高得多。试验表明，它能处理含盐量高达16%的水，大大超出了一般海水的浓度。平均算来，它生产1000L淡水的成本是16～27美分。科学家说，这种装置还可以处理废水。RSE技术回收的效率可达95%，传统技术只能达到35%，投资只有蒸馏法和反渗透法的1/4且运行维护成本大为降低。

3. 德国KSB集团推出海水淡化新技术

世界著名的泵阀制造商德国KSB集团，最近推出了一种用于逆渗透海水淡化过程的新技术。这一被称为“Sal Tec”的新技术解决方案，能够有效降低海水淡化过程中的能源消耗。

在海水淡化工程方面，使用纯机械脱盐方式、无需依赖发电厂及其废热资源的逆渗透加工厂，在全世界正变得越来越重要。KSB研制的新技术，能够使浓缩盐水的能量直接转移到尚未处理的海水那里，而不需要再经过机械变换，由此避免了损耗，达到降低每立方米淡化海水的单位能源消耗目的。

德国KSB集团是全球三大泵阀制造公司之一，目前在我国上海和大连建有生产基地，已成为中国泵阀市场的一个主要厂家。在海水淡化方面，它是世界上第一家为逆渗透海水淡化处理提供这种全套解决方案的厂商，并已在埃及和马耳他等国安装使用，效果良好。

4. 日本低成本、高效率的海水淡化新装置问世

淡水匮乏已成为当今许多国家和地区亟待解决的大问题。目前不少国家都在进行海水淡化实验，一般采用的方法是反渗透膜法，即利用海水和淡水浓度差，向海水施压并通过反渗透膜变成淡水。但这种方法成本过高，需要经常清洗渗透膜，维护庞大的装置难度也非常高，而且海水利用率也只有30%。至于用电渗析法淡化海水，则成本更是高昂。

日本辛德莱拉依特公司最近开发出一种低成本、高效率的海水淡化新装置。其外表是一个不锈钢制多孔圆筒，里面装有一个由1000枚外径156mm、内径136mm不锈钢片摞成的管。这支管经缓慢拧曲，内外会因不锈钢片位移而形成凸凹不平的层次，层次间出现纳米级空隙。使用时，首先将海水放入结晶装置中，再施加高频电压进行“加工”。几十秒钟后，

海水中钠离子和氯离子会发生化合而形成细微食盐晶体，并逐渐增长为 1μm 左右的粒子，这些粒子凝聚后，可形成直径为几微米、容易被过滤掉的盐粒。然后，把这种海水放进置有上述不锈钢圆筒的容器中，施加一定压力，盐粒就会被挡在管外，其余受压而浸入拧曲管内的水便是要得到的淡水，其盐度为 0.067%左右，氯化镁等矿物质含量是正常海水的一半，成为理想饮用水。

新型装置效率是反渗透膜方法的 3 倍，海水利用程度高达 95%，所需电费和维修费都很低。该公司已经制造出每分钟可生产 200L 淡水的大型装置，此外，每分钟可生产 10L 淡水的小型装置也即将问世。

5. 新加坡首创新科技化河水为食水

为了在环球水务业中保有领先地位，新加坡不断努力开发水源新科技，增加水供来源的同时，也致力于新科技化河水为食水把水的生产费用进一步降低。

(1) 比海水淡化成本低

环境及水源部长雅国博士在国会拨款委员会辩论环境部开支预算时，透露了公用事业局在海水淡化科技上取得突破。通过这两项新科技生产水的费用将比现在的海水淡化成本来得低。

由公用事业局首创的水务科技："双用海水淡化器"（variable salinity plant），就针对新加坡河流和大水沟里海水与河水参半的特性，为海水和淡水的处理程序做完美的结合。

双用海水淡化器的最大优势是无论雨季或旱季都可运作。它的原理是在感应水源的盐性后，自行启动海水淡化程序或新生水处理程序。

举例说，当雨季来临或河水涨潮时，双用海水淡化器通过一般的新生水处理过程，如微过滤及反向渗透程序（reverse osmosis）取得清洁的食用水；到了旱季，双用海水淡化器则可转成专门淡化海水。不同的是，净化海水时，海水必须进行两次反向渗透薄膜法。

这项新科技将意味着本地的大小河流，今后都有可能成为新加坡的另一个水供来源，并把本地的集水区面积从 2009 年滨海蓄水池启用后的 67%增至 90%。

公用事业局将耗资约 700 万元，今年底于淡滨尼河建设双用海水淡化器实验厂，该厂预料能每天生产约 100 万加仑（1 加仑等于 4.5L）的水。

(2) 膜蒸馏系统成本更低

另一项能以更低成本淡化海水的是结合蒸汽法和膜技术的膜蒸馏系统（membrane distillation）。

该系统利用垃圾焚化厂每天排出的大量热废气作为燃料，通过膜两侧水蒸气压力的不同，让热侧的水蒸气通过膜孔进入冷侧，然后在冷侧冷凝下来，达到淡化海水的效果。

由于燃料主要是来自废热气，因此膜蒸馏系统与一般膜分离技术相比，燃料需求量只是其 1/3。它的另一个好处是占地面积小，是普通水蒸馏厂的 20%。

公用事业局与环境科技公司西格斯吉宝工程公司（Keppel Seghers）合作，2010 年 2 月起在圣诺哥垃圾焚化厂展开为期一年的试验。

到目前为止，这项技术只在荷兰的实验室里进行过测试，因此新加坡将是全球首个率先把它带入较大规模试验阶段的国家。

"这项膜蒸馏系统试验计划耗资 240 万元，每天可生产约 2 万至 4 万升的净水。"

随着新加坡的四大水龙头启动，新加坡能在新马第二项水供协定于 2061 年到期时，在水供上达到自给自足的地步。



三、国内外海水淡化方法简介

21 世纪，水资源问题已成为困扰世界各国经济和社会发展的一个制约因素。目前全世界约有 80 多个国家和地区严重缺水，占地球陆地面积的 60%，有 15 亿人缺少饮用水。20 亿人得不到安全的用水。众所周知，地球上 70.8%的面积为水所覆盖，但是其中 97.5%的水为海水，不能直接利用，而在其余 2.5%的淡水中，可利用的淡水资源仅占地球总水量的 0.26%。

目前常用的局部地区缺水解决方案有远程调水、地下取水、建造水库等，但是长期使用造成了水源枯竭、浪费土地、地面下沉和破坏生态等诸多弊端，且均属于淡水存量调整，不能从根本上解决淡水危机。另外雨水的收集利用、废水回用和加强水资源的立法管理等也可以缓解部分地区的淡水短缺。

海水淡化作为一种开辟新水源的相对成熟的技术，已成为世界上公认的解决缺水的最佳方案。

1. 海水淡化的各种技术

人类于两千多年以前就已对海水淡化技术有了初步的认知。但是海水淡化技术在国际上得到迅速发展始于 20 世纪 60 年代。经过近几十年的发展，海水淡化技术已经相对比较成熟，其中，蒸馏法和膜法已成为主流技术。目前。在国际上蒸馏法仍然在整个海水淡化市场中占主导地位。但是其发展速度却落后于反渗透法。本节简略介绍海水淡化的各种技术概况，详细准备在第二章介绍。

(1) 蒸馏法

蒸馏法是指利用热能进行海水淡化的方法，包括多级闪蒸、多效蒸发、压汽蒸馏等。另外海冰淡化法，即冷冻法也可以归结为蒸馏法。它是利用淡水较盐水易于结冰的特点而进行淡水分离的一种工艺。

多级闪蒸（MSF）是将加热至一定温度的盐水依次在一系列压力逐渐降低的容器中闪蒸汽化，然后将蒸汽冷凝制取淡水的过程。其突出优点是淡化过程中传热面与蒸发面不接触。基本不存在结垢现象，传热效率稳定。到 20 世纪末，此法一直是世界海水淡化市场的主流技术。现在，在世界海水淡化市场尤其是海湾地区 MSF 仍具有很强的竞争力。

多效蒸发（MED）是由若干个单效蒸发器串联而成，仅第一效的蒸发器热源来自锅炉，其余各效蒸发器的热源都由其上一效的二次蒸汽提供，热利用率高。以操作温度 90℃为分界线，可分为低温多效蒸馏（LT-MED）和高温多效蒸馏（HT-MED）。目前世界上多采用 LT-MED 的淡化方式。此方式亦被评为能耗最低的海水淡化方法之一。但是 MED 法存在严重的结垢和腐蚀问题。其发展速度和市场占有率因此大受限制。

压汽蒸馏（VC）是利用机械压缩机使蒸汽升压升温后作为热源用于海水蒸发。此法不需要另外提供蒸汽，不需要冷却水，且转化效率较高。但是亦存在严重的腐蚀和结垢问题，常用于中小型海水的淡化，但其市场占有率不高，并且呈逐渐降低趋势。目前已研究开发出适合于仅可供电能的岛屿和地区的低温压汽蒸馏技术，可以长期无故障运行，人工和维修费用较低，可靠性好。

(2) 膜法

膜法主要是利用膜的选择透过性进行盐水分离达到海水淡化的目的，主要包括反渗透法海水淡化（RO）和电渗析法（ED）。

① 反渗透　RO 是在盐水侧施加压力迫使水分子通过半透膜进入纯水侧的过程。20 世

纪 50 年代，C. E. Reid 等，首先提出了反渗透海水淡化方案，并进行了开拓性研究。近 20 年来，随着预处理技术的改进、能量回收装置的使用和膜性能的优化等，使 SWRO 技术日益成熟。进入 21 世纪后 RO 法已经取代 MSF 法成为海水淡化市场的主导。

反渗透膜不但可用于脱除水中的大量无机盐离子，还可用于去除大部分的有机物、胶体、病毒和细菌、悬浮物等。但是这些大分子物质的存在，容易造成膜的污染，降低膜的使用寿命，需根据海水水质进行预处理。

此外，RO 法还存在能量回收问题和浓盐水的排放问题。

a. 预处理技术　采用添加化学品的传统海水预处理方法，存在工序复杂、预处理成本较高和环境负面影响较大等缺陷。另外，由于结垢等问题，水回收率较低，仅为 30%～35%。而水回收率越高，结硬垢可能性越大。能耗和成本也相对较高，对预处理要求也更严格，装置的清洗也更频繁，其结果必然是预处理和清洗费用上升。因此常规预处理方法已成为海水淡化的主要制约因素。

采用全膜法预处理代替传统的化学品预处理则可以解决上述缺陷。膜法预处理主要包括微滤（MF）、超滤（UF）和纳滤（NF）三种。MF 在去除悬浮固体、降低污染指数 SDI 上效果明显，费用较海滩井（beachweu）少，是传统方法费用的一半。而 UF 不但可截留悬浮固体和大的细菌，还可截留大分子、胶体和小细菌。NF 是介于 UF 和 RO 之间的膜过程，其对于一价和二价离子的选择透过性对防止结垢和减少进料 TDS 方面有特殊的作用，并且降低了海水的渗透压，提高了 RO 的操作压力和水回收率。可进一步降低能耗 25%，造水成本可降低 30%。

b. 反渗透能量问题　RO 中大部分的能量随着浓盐水的排放而流失。为了降低能耗，一般采用能量回收装置，但目前反渗透的回收率不高，一般为 40%左右。这导致了预处理过的海水浪费和高压压缩海水能量的流失，也是其淡化成本高的主要原因。

c. 浓盐水的处理　海水淡化对环境的不利影响主要是浓盐水的排放问题。浓盐水不仅含盐量高，而且还含有海水预处理时引入的化学物质及海水原水所含的各种有害物质，若排放不当，就会对土壤、地表水、海洋环境等造成污染。目前，常用的浓盐水排放和利用技术包括直接排放法（排入海洋、地表水、污水处理系统等）和浓盐水再利用（灌溉、制盐、提取化工原料）两类。

② 电渗析　电渗析（ED）是在外加直流电场的作用下，利用具有选择透过性的离子交换膜的反离子迁移原理，使水中的离子定向迁移。并有选择性地通过带有不同电荷的离子交换膜，从而达到溶质和溶剂分离的过程。电渗析过程无相变发生，在一定含盐量条件下，能耗较低，药剂耗量少，环境污染小，系统结构简单，原水回收率较高，一般能达到 65%～80%，预处理简便。但是。ED 需要在海水淡化室中加入化学药剂脱除有机物、胶体、细菌和悬浮物等，不适用于制备饮用水。

日本虽已废除盐田制盐，采用电渗析浓缩海水制盐，但是其能耗较高，为 150kW。在许多国家缺乏市场竞争力，若考虑同 RO 法结合，则可达到低能耗、低污染的效果。

2. 海水淡化的新技术和新工艺

前面所述传统海水淡化法所需能源均为不可再生的化石能源。环境压力大且面临化石能源枯竭的问题。寻找替代型能源已刻不容缓。替代型能源主要包括核能、太阳能、风能、海洋能、地热能和生物质能等，其中核能海水淡化和太阳能海水淡化研究最多。此外，把不同的海水淡化常规工艺进行结合，把淡化后的卤水加以利用。优化集成为低能耗、低污染、高



产水率、低成本的新的海水淡化组合工艺，也是未来海水淡化发展的一个重要趋势。

(1) 核能海水淡化

核能海水淡化是利用核反应堆作为能量来源，从海水中生产淡水的方法。核反应堆可以供电和发热。理论上可以与任何常规海水淡化工艺过程相结合。如核能利用发热特性与MSF或者MED结合，利用发电特性与RO结合。前苏联曾在哈萨克斯坦建立了一座核能海水淡化工厂，并成功运行了26年。日本也曾先后有10个海水淡化装置与核反应堆结合。中国原子能科学研究院李兆桓也研究了核能与多级多效蒸馏结合或压缩多效蒸馏结合的工艺。研究发现其造水比是现有工艺造水比的2.5倍以上。大大降低了海水淡化的成本（约为1元/m^3），从而使核能海水淡化具备了大规模产业化的前景。

核能是一种安全、可靠和清洁的能源，核能海水淡化可以利用低温供热用核反应堆作为热源，技术难度较核电站低，安全性更高。

(2) 太阳能海水淡化

太阳能是取之不尽的洁净可再生能源。若作为淡化能源，不产生二次污染，运行费用最省，所得淡水纯度高。太阳能海水淡化的能量利用方式有两种：一是利用太阳能产生热能以驱动海水相变过程；二是利用太阳能发电以驱动渗透过程。太阳能也可与所有的常规海水淡化工艺过程相结合。

目前，对太阳能海水淡化的研究和应用一般都采用蒸馏法。在近期内也仍将以蒸馏法为主。但它在经济上仍不能跟传统海水淡化技术相比较。蒸馏法中研究最多、技术上最成熟的是太阳能盘式蒸馏器。此外还有利用烟囱技术的太阳能海水淡化新技术。

四、国内外海水淡化技术与方法的应用

1. 国际海水淡化技术方法的应用

根据国际脱盐协会IDA曾给出的全世界海水淡化装置生产容量的增长趋势可知，目前世界淡化装置容量增长迅速，正在以10%～30%的速度增长，且增长幅度在逐渐增大。到2010年底，世界上已签订合同要建造的海水淡化装置的容量约为5.828×10^7t/d。目前全世界有150多个国家在进行海水淡化，淡化能力一半以上集中在中东海湾国家，占中东淡水来源的70%。世界海水淡化80%用于饮用水，解决了世界1/50人口的供水问题。

海水淡化技术，经半个多世纪的发展，其技术已经成熟。主要的淡化方法如下：

多级闪蒸（MSF）。单机容量可达$(4.5\sim5.7)\times10^4$ m^3/d。运行温度、造水比和级数分别在120℃、10和40级。多级闪蒸除了消耗一定的加热蒸汽外，要消耗电能4～5kW·h/m^3淡水，用于海水的循环和流体的输送。

低温多效（LT-MDE）技术是在多效基础上，于1975年发展起来的，近10年有较大发展。单台装置每天可产淡水20000m^3。蒸发温度低于800℃，效数一般在12效左右，造水比大于10。低温多效除了要消耗加热蒸汽外，要耗电能1.8kW·h/m^3用于流体输送。

反渗透（SWRO）RO角膜和组件技术已相当成熟，组件脱盐率可达99.5%，能耗在3～4kW·h/m^3淡水。SWRO技术设备投资少、能耗低、效益高、工艺成熟，已有30年的经验积累，竞争力最强。

世界海水淡化的日产量已经达到3800万～4600万吨，并且还在以10%～30%的速度攀升。目前海水淡化的国际市场容量已经达到30多亿美元，主要由美、日等强国瓜分，未来20年有近700亿美元，市场潜力巨大。在多次国际海水淡化会议上，第三世界国家的代表迫切希望中国的海水淡化技术能够进入国际市场，打破目前的垄断格局。

2. 国内海水淡化技术与方法的应用

进入21世纪后我国的海水淡化事业发展迅速。预计到“十二五”期末中国海水淡化总装机容量可达80万～100万吨/天。但是，与国际上相比中国海水淡化规模比较小，差距较大。一是研究水平及创新能力、装备开发制造能力、系统设计和集成等方面与国外差距较大；二是技术装备国产化水平低，10万吨以上级别的装置基本全部进口，万吨级关键设备需要进口；三是缺少大规模海水淡化装置的设计、制造和运作等方面的成功经验。

(1) 低温多效海水淡化装置填补了国内的空白

日前，我国海水淡化技术又有了新的突破，国内首台百吨级低温多效海水淡化装置在秦皇岛问世。专家指出，该项技术及装置的研制成功结束了国外公司的技术垄断和封锁，填补了国内该领域的空白，达到国内领先水平，应用前景非常广阔。

面对日益严重的水资源短缺，在沿海及内陆苦咸水地区实施海水（苦咸水）淡化，是解决这一燃眉之急的有效途径。低温多效海水（苦咸水）淡化工艺是当前国际上蒸馏淡化的主要方法，利用低温热源通过对海水进行多次蒸发和冷凝过程，制取淡化纯净水，目前只有以色列和法国少数几家公司掌握，国内装置的制造目前仍为空白。

国内由秦皇岛新源水工业有限公司自主开发的“MEDⅧ-100新型低温多效海水淡化装置”，可以根据不同地理条件和设备等级，可采用煤、电、油、工业余热及太阳能等作为热源进行海水淡化，满足沿海、海岛及内陆苦咸水地区人民的生产、生活用水需求。

该公司从2002年5月起即组织专家开始低温多效海水淡化技术的研发，并承担了国家“863计划”项目“太阳能海水淡化技术研究”课题。2004年4月，研制出国内首台具有自主知识产权的百吨级低温多效海水淡化装置，从原材料到配套件全部实现国产化，其产品工艺与结构设计方案为国内首例，已获得国家发明专利，可用于日产千吨级以上装置的设计制造。

经秦皇岛市质量技术监督局检验，该装置生产的淡化水水质符合GB 17323《瓶装饮用纯净水标准》。

专家认为，该装置吨水电耗比国外同类产品有较大幅度降低，达到国际先进水平。据了解，该套百吨级装置淡化纯净水综合成本在6元/吨左右，千吨级装置淡化纯净水综合成本将小于4元/吨，有着很好的发展前景。

(2) 低成本、低品位核燃料的高效利用新技术

与核能等新能源结合是海水淡化降低成本走向大型化的趋势。中国核工业总公司已经掌握了低品位核燃料的高效利用新技术。据测算如果把世界上废弃的低品位核燃料全部利用，可建立300余座20万千瓦的低温核供热堆（中国现有废料可建10座）。这些热量全部用于海水淡化，每天可生产2400万立方米的优质淡化水，供养的人口超过2亿。核能技术与海水淡化的结合除了要求核技术本身是成熟的之外，还需要成熟的先进蒸馏法海水淡化技术与之配套，更能显示其技术经济优势。海水淡化技术与中国的核工业捆绑进入国际市场，形成核能海水淡化产业，可实现和平利用核能为人类造福。如果中国能占领1/5的核能淡化市场，可实现核供热设备销售产值180亿元，海水淡化设备销售产值600亿元，形成我国有自主知识产权、国际竞争能力的优势产业。

水淡化在推进海水利用中地位重要。沿海工业利用淡化海水虽然量少，但是性质重要，目前全国的海水淡化，每年就能节省约500万立方米陆地水，对保证沿海工业生产的需要和居民生活用水发挥了重大作用。目前海水淡化成本一般为4～5元，如果热电水联产海水淡化成本可降到4元以下，如果再发展海水综合利用，把浓缩海水用来提取化学元素，其淡化



成本还要降低。目前海水淡化的成本已为岛屿用淡水和沿海发电厂用淡水和纯水所接受。

(3) 水处理反渗透膜技术与方法的应用

反渗透膜是一种起分离作用的介质，膜技术完全没有污泥流失，运行不受污泥膨胀影响，操作管理方便。当溶液与膜接触时，在压力等驱动下，某些物质可以透过膜，而另一些物质则被拦截，使溶液与溶质被有效分离。MBR技术即利用膜的该种分离作用，以膜分离装置取代常规活性污泥工艺的二沉池、砂滤、消毒等单元，用超（微）滤膜对曝气池出水直接过滤，活性污泥混合液中的悬浮固体完全被截流并回流到反应器中。因此，可以延长污泥龄，提高污泥浓度，降低污泥负荷，加速了微生物对污染物的降解。成倍提高污水处理效率，使出水水质不仅稳定、可靠，而且可以直接达到高品质再生水标准。因此，以膜技术为代表的污水处理技术在环保产业中必将异军突起，成为未来的投资热点。

我国的沿海城市和地区海水淡化技术进入工业应用，目前大大简化了工艺和节省了占地，彻底消除了传统技术的不足。目前能够应用于大型工程的膜材料国产化已开始逐步实现，这会更大幅度地降低MBR的投资运营费用，为促进MBR工艺技术的不断优化提供了新的空间，这为MBR技术的应用推广奠定了前所未有的良好基础条件。同时，近年来国内膜材料、膜组器设备的开发生产也取得了新的较大进展。以前国内90%以上的项目使用的是国外膜材料，国产膜材料主要应用于规模较小的项目。

国外发达国家的城市污水处理系统已进化到第三代，开始向污水资源化转变，即把排水系统的最终物处理后的出水和污泥变为可利用的资源。

(4) 海南立昇奠定国际膜技术领域的地位，现行净水标准领先超过美国

海南立昇陈良刚成功发明并制造出了合金PVC超滤膜，克服了塑料PVC超滤膜不易透水、且易断的缺点，具有低压大通量，抗污染能力强，使用寿命长，能够有效滤除水中细菌、病毒等突出优点，且成本降低了2/3。海南立昇达到行业世界领先水平，奠定了其在中国乃至国际膜技术领域的地位。

如今，海南立昇拥有50多项知识产权，申请了5项国外发明专利，陈良刚个人有发明专利20项，获得国家、省级奖励和荣誉31项，摘取了国内膜行业最高荣誉和奖项：省科学技术一等奖、中国膜工业协会科学技术一等奖、国家“十五”科技攻关项目成果、国家重点新产品等。

美国净水标准可谓世界最严厉的标准。然而，海南立昇净水器处理出来的净水，经世界最权威水质监测机构——美国国家科学基金会水质中心认证，PVC超滤膜的“两虫”去除率均远远超过了美国现行标准。

在日本厂商的检测中心，PVC超滤膜性能超标准因而无法在他们的标准评价体系中找到自己的位置，最后日本同行在检验报告上写下的鉴定结论为“极好”。后来又经长达1年的实用测试，他们认定“确实是目前世界上性能最好的超滤膜”，成为日本政府批准进入其国内水处理领域的唯一产品，被240家日本水厂采用。

知名大企业纷纷向海南立昇抛出了橄榄枝，寻求水处理的合作。目前，海南立昇公司已和康师傅、日本丰田汽车、印尼印染厂、台湾高雄拷潭净水厂等大企业，展开全球范围的合作。迄今，该技术应用于全球超过600个大中型水处理工程，产品远销日本、美国、澳大利亚等40多个国家和地区。

(5) FTC海水淡化技术研究中心挂牌成立

国内首家FTC海水淡化技术研究中心在上海维安新材料研究中心有限公司挂牌成立。FTC技术是一种新型水处理技术，可用于海水淡化及废水治理，具有耗能低、操作方便等

特点。据报道，利用纳米碳管的FTC海水淡化技术将比现有技术节能90%左右。

上海维安新材料公司是一家专业从事高新材料研发、生产的企业，现承担多项国家中小企业创新基金、上海市种子基金及上海市纳米专项研究基金等科研项目。

目前，该公司正组织技术和市场开发力量，立项开发FTC核心技术，包括纳米碳管形态结构控制、纳米碳管电容器制备、FTC海水淡化装置设计和制造以及FTC海水淡化技术综合评价等。上海维安新材料公司将紧紧围绕市场需求进行技术开发，并将技术资本和金融资本有机结合，以期早日实现FTC技术的产业化和实用化。

第四节　海水淡化工程原水的组成、性质与开发

一、海水淡化工程原水的组成

1. 河流

河流是陆地表面上经常或间歇有水流动的线型天然水道。河流在我国的称谓很多，较大的称江、河、川、水，较小的称溪、涧、沟、曲等。藏语称藏布，蒙古语称郭勒。每条河流都有河源和河口。河源是指河流的发源地，有的是泉水，有的是湖泊、沼泽或是冰川，各河河源情况不尽一样。河口是河流的终点，即河流流入海洋、河流（如支流流入干流）、湖泊或沼泽的地方，在干旱的沙漠区，有些河流河水沿途消耗于渗漏和蒸发，最后消失在沙漠中，这种河流称为瞎尾河。除河源和河口外，每一条河流根据水文和河谷地形特征分上、中、下游三段。上游比降大，流速大，冲刷占优势，河槽多为基岩或砾石。中游比降和流速减小，流量加大，冲刷、淤积都不严重，但河流侧蚀有所发展，河槽多为粗砂。下游比降平缓，流速较小，但流量大，淤积占优势，多浅滩或沙洲，河槽多细砂或淤泥。通常大江大河在入海处都会分多条入海，形成河口三角洲。通常把流入海洋的河流称为外流河，补给外流河的流域范围称为外流流域。流入内陆湖泊或消失于沙漠之中的这类瞎尾河称为内流河，补给内流河的流域范围称为内流流域。我国外流流域面积占全国面积的63.76%。为沟通不同河流、水系与海洋，发展水上交通运输而开挖的人工河道称为运河，也称渠。为分泄河流洪水，人工开挖的河道称为减河。

2. 中国河流与河流水的化学

中国是一个江河众多的国家，如果把中国的天然河流连接起来，总长度可达43万千米，可绕地球赤道10.5圈。其中流域面积在100平方公里以上的河流有5万多条；流域面积在1000平方公里以上的河流1580条，流域面积大于1万平方公里的河流有79条。

3. 中国河流水系分类

中国河流，按照水系分，主要有珠江、长江、黄河、淮河、辽河、海河和松花江七大水系；另外有内陆河流塔里木河和主要人工运河京杭运河和灵渠。所列均为一级支流。

珠江水系：珠江水系主要由西江、北江和东江组成，西江是珠江水系的主流，发源于云南省沾益县马雄山。珠江水系干支流总长36000千米。

长江水系：长江水系支流流域面积1万平方公里以上的支流有49条，流域面积5万平方公里的支流为嘉陵江、汉江、岷江、雅砻江、湘江、沅江、乌江和赣江；年均径流量超过



500 亿立方米的有岷江、湘江、嘉陵江、沅江、赣江、雅砻江、汉江和乌江。

淮河水系：淮河水系以废黄河为界，分淮河及沂沭泗河两大水系，二水系通过京杭大运河、淮沭新河和徐洪河贯通。

海河水系：海河流域包括海河、滦河和徒骇马颊河三水系。

松辽水系：包括辽河和松花江两大水系。

沿海独立水系：广东沿海诸河、广西沿海诸河、人工运河、京杭运河。

4. 中国河流可划分为两大部分

一为注入海洋的外流河，又可分为太平洋、印度洋、北冰洋三大水系，合占全国陆地面积的 64%。其中长江、黄河、黑龙江、珠江、澜沧江、海河、淮河、钱塘江属太平洋水系，长江长 6397 千米，是中国第一大河，也是世界最长的河流之一；黄河长为 5464 千米；怒江、雅鲁藏布江属印度洋水系；新疆西北的额尔齐斯河属北冰洋水系。

二为流入内陆湖泊或消失于沙漠、盐滩之中的内流河，以新疆塔里木河最长，2137 千米，为中国第六大河，还有弱水等。约占全国陆地面积的 36%。这一河流稀少，并有大片无流区。

5. 河流水化学定义

河流水化学是研究河水矿化度、总硬度、总碱度、pH、主要离子等特征值的形成、分布、时空变化规律及其影响因素的一门学科，是水文学和化学的边缘科学。

6. 河流水研究内容

研究内容为：①天然水成为溶剂的理论基础；②河流水化学成分的形成过程及其变质作用；③河流水化学成分的分析方法与技术；④河流水化学动态及其与自然地理条件和生物环境的关系；⑤应用实践，如饮用水评价、水资源评价、工农业用水要求等。

7. 河水矿化度

河流水的化学组成中有 8 种主要离子，它们占河水全部化学组成的 95%以上，这些离子及其化合物在河水中的总含量称为矿化度。以矿化度作为指标，通常可将天然水分为弱矿化度水（＜200mg/L）、中矿化度水（200～500mg/L）、强矿化度水（500～1000mg/L）和高矿化度水（＞1000mg/L）。中国河水矿化度变化多样，成分复杂。从＜50mg/L 的弱矿化淡水到＞5000mg/L、具有海洋含盐度的盐水均有分布。河水矿化度地带性规律明显，中国海河、黄河及新疆南部和藏北为高值区，黄土高原为高值区的中心，向东南沿海、东北、西北阿尔泰山逐渐降低。低值区成分、类型简单；高值区成分复杂，类型多变。

二、海水和河流水及区别

1. 硬水

含有钙盐和镁盐的天然水。通常，地下水如井水、泉水含盐量较大，地面水如河水、湖水含盐量较小。在硬水中，钙、镁可以以碳酸盐、碳酸氢盐、硫酸盐、氯化物和硝酸盐等形式存在。当硬水中钙和镁主要以碳酸氢盐，如 $Ca(HCO_3)_2$、$Mg(HCO_3)_2$ 形式存在时，称为暂时硬水，当这种硬水加热煮沸时，碳酸氢盐会分解成碳酸盐而沉淀除去。如果硬水中钙和镁主要以硫酸盐、硝酸盐和氯化物等形式存在，则称为永久硬水，它们不能用煮沸的方法除去。

硬水中的钙盐和镁盐能与肥皂（硬脂酸钠）作用，生成不溶性的硬脂酸盐，降低肥皂的

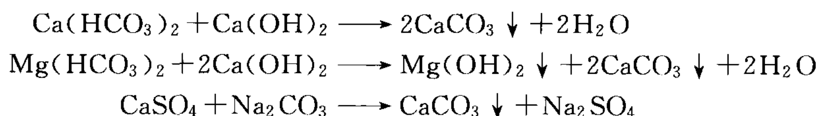
去污能力。如果锅炉内使用硬水，当加热时钙盐和镁盐会在锅炉内壁上结成水垢，降低锅炉的热导率，增加能耗，甚至缩短锅炉的使用寿命，有时还会堵塞管道。因此，锅炉用水必须经过软化处理。

硬水中含盐量通常以硬度来表示。硬度单位常用“度”表示，1 度相当于每升水中含 10mg 的 CaO，生活饮用水的总硬度要求小于 25 度。

2. 软水

只含少量可溶性钙盐和镁盐的天然水，或是经过软化处理的硬水。天然软水一般指江水、河水、湖（淡水湖）水。经软化处理的硬水指钙盐和镁盐含量降为 1.0～50mg/L 后得到的软化水。虽然煮沸就可以将暂时硬水变为软水，但在工业上若采用此法来处理大量用水，则是极不经济的。软化水的方法如下：

① 石灰-苏打法　先测定水的硬度，然后加入定量的氢氧化钙和碳酸钠，硬水中的钙、镁离子便沉淀析出：



$$Ca(HCO_3)_2 + Ca(OH)_2 \longrightarrow 2CaCO_3 \downarrow + 2H_2O$$
$$Mg(HCO_3)_2 + 2Ca(OH)_2 \longrightarrow Mg(OH)_2 \downarrow + 2CaCO_3 \downarrow + 2H_2O$$
$$CaSO_4 + Na_2CO_3 \longrightarrow CaCO_3 \downarrow + Na_2SO_4$$

② 磷酸盐软水法　对于锅炉用水，可以加入亚磷酸钠作为软水剂，它与钙、镁离子形成络合物，在水煮沸时钙、镁不会以沉淀形式析出，从而不会形成水垢。此法不适合于饮用水的软化。

③ 离子交换法　沸石和离子交换剂虽然都不溶于水，但其中的钠离子和氢离子可与硬水中的钙、镁离子发生交换反应，使钙、镁离子被沸石、人造沸石、离子交换剂吸附而被除去。长期使用后失效的沸石和离子交换剂可以通过再生而重复使用，故此法是既经济又先进的软水法。

三、海水化学资源的开发价值与淡化海水的开发

1. 海水化学资源

随着地球资源的日益枯竭，从 20 世纪 60 年代开始，海洋资源的开发和利用就受到世界各国的高度重视，“向海洋进军”已不仅仅只是一个口号，而已经成为全球大趋势。近年来，随着世界新技术革命的兴起，海洋资源的开发已经被列为正在兴起的三大关键产业之一。作为海洋主体的海水，不仅孕育出千千万万个生命，同时也覆盖着富饶的矿产，除此之外，海水本身还蕴藏着无比巨大的化学资源。

世界上海洋面积占地球总面积的 71%，海水的总体积约为 $1.37\times10^{20}m^3$。海水中目前所能测定的元素有 80 多种，它们主要的存在形式是简单离子和配合离子。在海水浓缩结晶的过程中，这些元素则以盐的形式析出，成为化学化工原料。尽管这些化学元素在海水中所占的比例很小，但是由于海水总体积非常庞大，所以这些化学元素是一笔无可比拟的财富，完全能够成为经济发展的巨大驱动力。但是目前由于经济和技术等方面的原因，对海水资源的开发和利用还很不充分，我们有理由相信，随着科学技术的飞速发展，对海水化学资源的合理、经济、持续的利用必将呈现出广阔的前景。

(1) 海水中的主要化学元素

海水是一种非常复杂的多组分、多相水溶液，除水之外，还包括占溶解成分 99.9% 以上的 11 种主要元素、丰富的微量和痕量元素、各种营养盐成分、有机物、溶解在海水中的气体以及悬浮于海水中的颗粒物质，其主要成分见图 1-1。在海水中，各种元素都是以离子、分子以及化合物的形式存在，这些元素所形成的矿物质构成了人们通常所说的海水化学



资源。

① 化学元素在海水中的主要存在形式　海水中的主要化学元素就是指海水中相对大量或者常量元素，具体就是指海水中浓度大于 1×10^{-6} mg/kg 的成分，它们的浓度超过海水中全部可溶盐类浓度（俗称盐度）的 99.9%。海水中属于主要化学元素的阳离子有 Na^{+}、K^{+}、Ca^{2+}、Mg^{2+}、Sr^{2+} 5 种，阴离子有 Cl^{-}、SO_4^{2-}、Br^{-}、HCO_3^{-}（CO_3^{2-}）、F^{-} 5 种，还有以分子形式存在的 H_3BO_3。

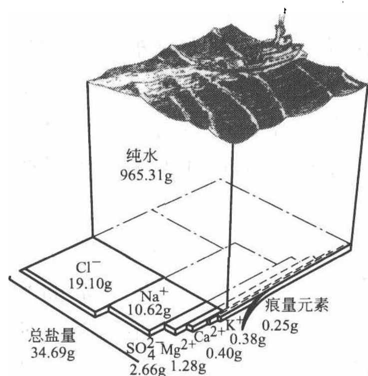


图 1-1　海水的化学组成

海水中这些主要溶解成分的总含量和分含量在不同的海域或者同一海域的不同深度都是不相同的。但是，其中任何一种主要离子的浓度与盐度以及与其他主要离子的浓度相对比值是近似守恒的，并且海洋中生物活动的变化规律和总盐度的变化对其数值影响也并不大，所以通常将这些主要离子称为保守元素，或者叫做保守成分。

除上述这些主要离子之外，海水中的 Si 含量有时也大于 1mg/kg，但是由于其浓度受生物活动的影响比较大，性质并不稳定，所以我们将之划分为非保守元素的范畴。由于 Si 含量不稳定，所以通常情况下在讨论海水的主要化学元素时，不对 Si 元素进行研究。

② 元素在海水中的逗留时间　元素在海水中并非永久存在，当元素以盐分的形式从内陆河流转移到海洋中的时候，它们在海水中也不是固定不变的，而是不断地向海底沉积。不同的元素沉积到海底的速度是不同的。Barth 在 1952 年提出海水中元素逗留时间 t 的概念，用来表征不同元素在海水中可以停留的时间和转移速率，其定义为：

$$t=\frac{\text{海水中某元素的总量}}{\text{该元素每年进入海洋的量}}$$

t 的含义是：元素以固定的速率向海洋输送，将全部海水中该元素置换出来所需的平均时间。

在通常情况下，海水的成分处于相对稳定的状态。也就是说，元素的含量并不随时间的改变而改变。所以，元素进入海水的速率等于从海水中输出的速率，可以用下面的模式来表示：

$$Q\rightarrow\boxed{\text{海洋 M}}\rightarrow R$$

③ 海水中常量元素的特性

a. 钠元素　钠离子在海水中的含量最高，约为 27g/kg，并且钠离子的化学活性比较低，在水体中相对比较稳定，海水保守特性比较好，因此钠离子也是在海洋中逗留时间最长的一种阳离子。

b. 镁元素　海水中镁元素的含量是非常巨大的，约为 1.3g/kg，在海水阳离子中，镁离子的含量仅次于钠离子。由于很难制备出标准的镁溶液，所以通常测定的海水中镁离子浓度存在一定误差。

c. 钾元素　海水中钾元素的平均含量约为 0.4g/kg。海水中钾元素的主要来源是陆地上岩石的风化产物，岩石风化后的产物进入河流，随着河流进入海水之中，所形成的钾离子非常容易吸附在胶体或者悬浮的颗粒上，并且随着胶体及颗粒物的沉积而转移至海底。

d. 钙元素　海水中钙元素的平均含量为 0.41g/kg，与钾元素的含量大致相等。钙元素在海水中的变化非常大，主要是由于钙与海洋中生物圈以及与碳酸盐体系有着相当密切的关

系。在海洋的表层水中，钙的相对含量比较低；在深层水中，由于上层海水中含钙物质下沉后溶解，同时由于海水压力的加大而使得溶解度增加，所以深层海水中钙的相对含量就比较大。因此，钙离子也是海水主要阳离子成分中逗留时间最短的一种元素。在对海水中钙元素的研究过程中，不同研究者所测得的钙-氯度比值相当一致，平均值为 0.02189。不过，由于在分析研究的过程中很容易受到锶元素的干扰，所以，上述得到的平均值也并不是钙元素的真实含量。

e. 锶元素　在海水常量元素中，锶元素是阳离子中含量最低的一种元素，平均含量仅约为 8mg/kg，锶-氯度比值的平均值为 0.41。由于受到海洋中某些生物活动的影响，例如海洋中的某些鱼类就是通过碳酸根离子吸收锶离子而形成沉淀，从而吸收锶离子，所以锶元素的保守性与其他保守元素相比就显得比较差。

f. 氯化物　海水中的盐含量是通过测定氯度确定的。对于海水而言，氯化物-氯度比值为 0.99896，总卤化物-氯度比值为 1.0006。

g. 硫酸盐　海水中硫酸盐的平均含量为 2.71g/kg。在所有海洋水中，硫酸根-氯度比值极为接近 0.1400。在海水表层以下，有机质的微生物氧化作用将海水中的硫酸盐还原成硫化物，从而使得硫酸根的浓度降低，但是通过硫酸根含量高的河水的输入，可以弥补这种损失。硫酸根离子在缺氧环境下可以作为微生物的氧源，这种性质对硫酸根离子的地球化学行为产生最大的影响，在远古时代，正是由于海水中硫酸盐的存在，它们与空气中的氧气发生反应，从而阻止了氢气的聚集。

h. 溴化物　海水中溴的平均含量为 67mg/kg。地壳岩石中溴的含量是非常低的，自然界中的溴元素主要富集在盐湖及海洋中，因此海水提溴已成为制取溴的主要渠道。海水中溴-氯度比值并不随深度和位置而发生明显的变化，一般保持在 0.003464～0.003483。

i. 氟化物　在大自然中，氟的分布很广。土壤中约平均含氟 0.02%，而在海水中氟化物的平均含量比土壤中更要低得多，仅为 1.3mg/kg。在通常的海水中，氟-氯度比值为 $(6.7\sim6.9)\times10^{-5}$。

j. 硼元素　海水中 H_3BO_3 的含量约为 26mg/kg，在表层海水中，硼的含量受到大气降水以及蒸发、生物活动的影响而发生变化。目前海水中的硼-氯度比值大约为 $(0.232\sim0.236)\times10^{-3}$。

由于二氧化碳-碳酸盐体系是海洋中重要而复杂的体系，涉及诸多学科，如气象学、地质学和海洋学科，所以，HCO_3^-（CO_3^{2-}）在这里就不做阐述。

(2) 海水中的微量元素

海水中除了 14 种主要元素（O、H、Cl、Na、Ca、Mg、S、K、Br、C、Sr、B、Si、F）浓度大于 1mg/kg 以外，其余所有元素的浓度均低于此值，所以就把这些元素称为“微量元素”或者“痕量元素”。海水中的微量元素不像其主要化学元素，在浓度和盐度之间有一恒定的比例，它们的浓度常常会受到海洋中一系列生物和化学过程的影响，并且参与到各种物理过程、化学过程和生物过程中。另外，由于全球海水总量约为 1.4×10^9 亿吨，因此，虽然微量元素仅占海水总含盐量的 0.1%，但是其总储量还是十分可观的。所以这里所说的微量元素只是相对于海水的组分而言，与通常提到的“微量元素”概念有所不同。

海水中的微量元素对于人类也是相当重要的，由于陆地资源紧缺，对海洋中与人类的生产生活息息相关的微量元素需求也在不断上升，海水中某些微量元素的开发和利用有着十分诱人的前景。同时，研究海洋中的微量元素，对于解决目前海洋的污染问题、研究海水的运动变化规律有着十分重要的意义。

① 海水中微量元素的存在形式　由于微量元素在海水中的含量很低，当含量低于μmol/L数量级时，很难准确地测定微量元素各种存在形式的含量，也就难以了解其主要的存在形式。所以许多可能存在的主要形式是通过热力学计算得出的，这些计算结果表明：海水中的微量元素主要以无机形式存在（铜元素除外），海水中正常浓度范围内的有机成分，不影响微量元素的主要存在形式。

由于海水中许多微量元素可能存在好几种化学形式，微量元素在海水中不同的化学存在形式在很大程度上受到海洋的地球化学、生物及化学过程的影响，例如Cr在海水中以CrO_4^{2-}形式存在就相对比较稳定，但是如果以Cr^{3+}形式存在的话，则Cr^{3+}很容易被海洋中的颗粒物吸附而沉淀到海底沉积物中。同样，溶于海水中的自由离子以及各种无机、有机配合物在纯海水中比在悬浮物和颗粒物中稳定。一般来说，微量元素在海水中的形态主要有以下几种类型：

a. 自由金属离子；

b. 无机离子对和无机配合物；

c. 有机配合物和螯合物；

d. 结合在高分子有机物质上；

e. 形成高度分散的胶粒；

f. 被吸附在胶粒上；

g. 存在于沉淀物、有机颗粒和残骸等悬浮颗粒之中。

② 海水中微量元素的来源和迁移　海水中微量元素主要有两种来源：a. 外界影响因素（大气、河流）将陆地上的产物输入到海洋中；b. 海水通过高温热液活动与新形成的地壳之间的相互作用。

海水中微量元素的迁移包括：a. 浮游生物的吸收；b. 有机颗粒物质的吸附；c. 水合氧化物和黏土矿物的吸附；d. 将微量元素与铁锰结核相结合。

③ 微量元素含量和分布的影响因素

a. 生物过程　海洋生物在生长过程中所需要的全部元素都来自于海水，其中有些元素，如碳、钾、硫等，在海水中的含量大大超过生物的需要量；另外一些元素，如氮、磷、硅等，则仅能满足生物的需要，而又是海洋生物必不可少的，故通常称为营养元素。浮游植物通过光合作用和呼吸作用，从海水中吸收营养元素而放出氧，其残骸在分解过程中消耗氧而释放出所含的营养元素。因此，有些微量元素在海水中的分布与某些营养元素很相似。例如，铜和镉的分布与氮和磷相似，钡、锌、铬的分布与硅相似，镍的分布介于磷和硅之间。所有这些都说明海水中某些元素的分布及其变化很可能受到生物过程的控制。

b. 吸附过程　悬浮在海水中的黏土矿物、铁锰氧化物、腐殖质等颗粒在下沉过程中大量吸收海水中的各种微量元素，将它们带到海底，进入沉积物中。这也是影响微量元素在海水中浓度的因素。

c. 海-气交换过程　有几种微量元素在表层海水中的浓度高，而在深层海水中的浓度低。例如，铅在表层海水中浓度最大，在1000m以下的海水中，浓度随深度的增加而迅速降低。氢弹爆炸时放出的氚和氡蜕变而得铅-210，在海水中也有类似的垂直分布。这说明表层的铅主要来自大气，因而它在海水中的分布受到海-气交换过程的控制。

d. 热液过程　海底地壳内部的热液常常通过地壳裂缝注入深层海水中，形成海底热泉，它含有大量的微量元素，因而使附近深海区的海水组成发生很大的变化。例如，1965年在红海中央裂缝区域深达2000m的海水中，出现了热盐水，其最深处的温度达到59.2℃，其

中微量元素的组成和一般海水有很大的差异；东太平洋的加拉帕戈斯裂缝，有海底热泉喷射，向海水输送了大量的各种元素，使东太平洋海隆和加拉帕戈斯裂缝附近的观测站处，海水中溶解态锰的总含量明显随深度的增加而升高。这些热液的输入过程，很可能是断裂带区的海水微量元素组成的一种控制机制。

e. 海水-沉积物界面交换过程　在海洋沉积物间隙水中，有些微量元素的浓度高于上覆的海水。浓度的差异促使这些元素从间隙水向上覆水中扩散。因此，即使在远离海底热泉的深层海域，这些微量元素的浓度，具有随深度的增加而升高的垂直分布特点。Bruland 在 1983 年曾经提出微量元素垂直分布的 7 种基本类型。

(3) 海水中的天然放射性核素

海洋的放射性主要来源于天然放射性核素和人工放射性核素。

① 天然放射性核素

a. 海水中的三大天然放射系　它们包括铀系、锕系和钍系。主要有 U、Pa、Th、Ac、Ra、Fr、Rn、Po、Bi、Pb、Tl 11 种元素，共计 38 种核素。

这些放射性核素在海洋中不是处于永久平衡状态，特别是 Th 和 Pa 能很快地从海水中消失而进入沉积物中。这些核素在海洋中的停留时间约为 100 年。

海洋中这 3 个放射系核素主要来源于大陆。海水中 U 有 3 种天然同位素，质量数分别为 238、235、234。海水中 U 主要以 $UO_2(OH)_3^-$ 和 $UO_2(CO_3)_3^{2-}$ 两种配合阴离子形式存在，分布比较均匀，平均含量约为 3μg/L，而 $^{234}U/^{238}U$ 一般为 1.14。在海洋沉积物中，铀的分布从近岸向外洋递减，近岸处的含量大约为 3.0μg/g，陆架区约为 2.5μg/g，外洋约为 1.4μg/g。在浮游磷酸盐和有机物的缺氧沉积物中，含铀量通常比较高。

钍-232 是天然放射性衰变系钍系的始祖核素，经 α 衰变、β 衰变，最终转变为稳定的铅-208。钍的毒性很大，应在严密防护下操作。Th 在海水中多以颗粒状态存在，分布不均匀，极易与悬浮物质结合而沉积到海底。而 ^{226}Ra 和其母体 ^{230}Th 刚好相反，^{226}Ra 容易从沉积物中溶解出来。因此，深层水中的镭含量通常比表层高 1 倍。由于铀和钍的存在状态差异，海水中的 Th/U 值大约为岩石圈的 1/300。在海底中部附近地区的海水，^{222}Rn 的含量有明显增加，这是由于沉积物中 ^{226}Ra 衰变的结果。

b. 宇宙射线与大气元素或其他物质作用的产物　宇宙射线是由宇宙空间射到地球上的具有相当大能量的带电粒子流。主要由核子构成，其中包括约 87%质子、12%α 粒子（氦核子），其余大部分是原子核、电子、γ 射线，超高能微中子也构成一小部分宇宙射线。当这些宇宙射线颗粒到达地球表面时，由于有很大一部分微粒具有的能量超过了一些原子核结合能，这些能量大部分被大气中一些气体（如氧、氮、氢）的原子所吸收，从而使吸收能量的气体分裂成稳定的和不稳定的比母体轻的原子核。同时中子俘获反应也产生一些核素。所有这些宇宙射线产生的核素逐渐分布在大气底层、海洋和陆地。这些核素的半衰期从几分之几秒到 10^6 年以上。

目前，人们所知道的产物有 ^3H、^7Be、^{14}C、^{26}Al、^{32}Si、^{32}P、^{33}P、^{35}S、^{35}Cl、^{37}Cl 和 ^{39}Ar 等，在这类核素中，以氚和碳-14 的全球储量最大。大气中形成的氚，通过降水和在大气中的沉降进入海水，它在表层水中的含量比底层高 2 个数量级。这两种核素在核武器爆炸时也会产生。它们已经用来作为测定混合过程速率的示踪剂。

氚是氢的放射性同位素，半衰期是 12.5 年。它是由空气中某些分子的散裂以及次级中子与氮的相互作用产生的。宇宙射线与上层大气间作用，通过核反应生成氚。氚产生后，大多数被氧化并随着降雨或降雪落在海洋中。

^{14}C 是宇宙射线与大气中的氮通过核反应产生的。并立即氧化为 CO_2，最后参与海洋中 CO_2 的循环。^{14}C 的应用主要有两个方面：一是在考古学中测定生物死亡年代，即放射性测年法；二是以 ^{14}C 标记化合物为示踪剂，探索化学和生命科学中的微观运动。

c. 海洋中不成系的长寿命放射性核素　海洋中不成系的长寿命放射性核素有 ^{176}Lu、^{147}Sm、^{138}La、^{87}Rb、^{68}Ga、^{40}K 等，其浓度为 $10^{-12}\sim10^{-4}g/L$。这类核素是在地球形成时产生的，它们的显著特点是半衰期都很长，其中最为重要的是 ^{40}K 和 ^{87}Rb。

海水中总放射性的90%是由 ^{40}K 产生的，^{40}K 仅占天然钾成分的0.0118%。这种核素通过β衰变和K电子俘获两个途径，分别产生两种稳定的核素 ^{40}Ar 和 ^{40}Ca。

② 人工放射性核素　当核武器爆炸或原子能发电站释放核能时，会产生多种放射性核素。这些核素通过两种途径进入海洋：一是在海面下进行核试验；二是核武器爆炸后产生的核素经由大气以放射性散落物落入海中。此外，还包括核动力舰船所排放的放射性废物；高水平固体放射性废物向海洋的投放；各种放射性核素的应用所产生的事故。

③ 核素在海洋中的存在形态和运动规律　海洋中的核素存在形态主要有：离子态、胶态和颗粒态。它们在海水中的运动受水文因素（海流、扩散）、物理化学因素（吸附、沉淀等）和生物因素（吞食、吸收等）的影响而分布不同。离子态的核素如磷-32、铬-51、锶-89、锶-90、锑-125、铯-137等，主要受水文因素影响，其分布比较均匀。稀土元素和性质相似的核素多以胶态或颗粒态存在，如锰-54、铁-55、铁-59、钴-60、钴-57、钴-58、钇-90、锆-95、铌-95、钼-99、钌-103、钌-106、铈-141、铈-144、钷-147、钚-239、铋-207等，这些核素的运动主要受物理化学因素和水文因素的影响，分布不均匀。还有一些核素与生物有密切的关系，容易被吸收和浓缩，如钴-60、磷-32、碘-131等，它们的运动过程受生物因素的影响较大，其分布也不均匀。

2. 海水化学资源的开发价值

全球71%的水域为海洋，海水体积共约13.86亿立方千米，约占地球总水量的96.5%。陆地上的水约为0.48亿立方千米，约占总水量的3.5%。大气圈的水约为1.29万立方千米，仅占0.001%。

在陆地水储量中，其中73%为淡水，占全球水储量的2.53%。在这些淡水中，只有30.4%分布在湖泊、河流、土壤和地下600m内浅地含水层中，便于人类利用。目前，地球上已发现存在着109种化学元素，在海水中已找到80多种，而且它们在海水中蕴藏的总量大得惊人。

海水中含有丰富的钙、镁、氯、钠等物质能够促进血液循环和新陈代谢。据悉，我国市场上近年推出的矿物质水即将出台国家标准。目前正由中国饮料工业协会组织行业相关人员与专家起草。另外，在《食品添加剂使用卫生标准》目录里规定了矿物质的添加要求，并要求在添加食品中也要向卫生部申报、审查。由于矿物质水里必须含常量需要的矿物质钾、钙、镁、锌，因此标准要求至少含有一种规定的矿物质成分，而且还规定一定的含量。

3. 淡化海水的开发

(1) 具有丰富的天然物质

海水本身就具有极为丰富的天然物质，其丰富的天然物质要比矿泉水多得多，又无需像矿物质水那样进行人工添加微量元素。我国管辖的海域近300万平方公里，相应的海水体积约为258万立方千米，其主要化学元素的含量为：氧2111万亿吨，氢252万亿吨，氯45万亿吨，钠25万亿吨，镁3万亿吨，硫2万亿吨，钙0.6万亿吨，钾0.3万亿吨等。

(2) 具有天然物质的宽阔选择范围

海水中含有的丰富天然物质为生产瓶装淡化海水进行物质增减提供了宽阔的选择范围。因此，生产企业可以针对市场的需求特点，在海水淡化过程中进行物质的筛选，达到有效满足细分市场的需求。如我国有很多内陆地区饮用水中，或饮食习惯等原因存在体内缺少一些微量元素，如碘、铁、锌等物质，这些物质都可以从淡化海水中获得。

(3) 具有未受污染的纯净水源

夏威夷大学退休教授汉斯·克罗克表示，深海水源不含荷尔蒙、污染物、病菌以及其他化合物。越是远离陆地的海水，越不受现代社会中各种杂质和污染的影响。在高端技术的支持下，经过淡化处理的海水已经完全没有了海水的苦、咸、涩，口感与普通纯净水无异。

第五节　我国海水利用产业发展与海水资源化和脱盐技术

我国是一个严重缺水的国家，淡水资源人均拥有量仅为世界平均水平的 1/4，且时空分布不均，水资源短缺严重制约着我国经济社会的发展。我国沿海地区经济发达、人口密集，淡水资源严重不足。因此，加快海水利用是保障沿海地区经济社会可持续发展的重要措施之一。“十五”时期，我国海水利用产业化发展取得了重要进展，技术取得突破，规模不断扩大，成本大幅降低。海水利用的重要性和战略意义越来越被人们所认识，对海水利用的技术研发、产业推动、工程投资等备受关注。然而，我国海水利用仍处于起步阶段，具有自主知识产权的关键技术少，产业化规模小，成本仍相对较高，水价形成机制还需完善，海水利用产业发展机制尚未形成。因此，为推动我国海水利用产业健康有序的发展，研究和出台海水利用相关政策显得十分必要和紧迫。

一、海水利用现状

海水利用主要有三个方面：一是海水直接利用，即以海水为原水，直接替代淡水作为工业用水和生活用水；二是海水淡化，即利用海水脱盐生产淡水；三是海水化学资源的综合利用，即从海水中提取化学元素、化学品及深加工等。我国海水利用的重点是海水淡化和海水直接利用，在海水淡化的同时，要注重海水资源的综合利用。具体来说，在海水淡化方面，一是用于城镇居民和海岛军民的生活用水，二是用于工业企业生产用水，特别是作为锅炉补充水等工业用高纯水。在海水直接利用方面，一是沿海地区重点行业（如电力、钢铁、石油石化、化工等高用水行业）的工业企业以海水为原水替代淡水作为工业用水如冷却水等；二是将海水用于大生活用水（如海水冲厕等）。同时，积极开展海水化学资源综合利用，发展循环经济模式，培育海水利用产业链。

我国海水利用起步较早、发展慢，但“十五”时期有了较快的发展。目前，日产 5000t 反渗透法海水淡化工程和日产 3000t 蒸馏法海水淡化工程已具有商业化建设和运行经验，一些关键技术取得突破，并拥有自主知识产权，万吨级正在进行示范；海水直流冷却技术得到推广应用，海水循环冷却技术进入每小时万吨级产业化示范阶段，海水脱硫技术已在沿海火电厂开始应用。据初步统计，到 2005 年底我国已建成运行的海水淡化水日产量已达 12 万吨，海水直流冷却水年利用量已近 480 亿立方米，由于技术水平不断提高，海水淡化成本迅速下降，吨水成本已经降至 5～7 元。

(1) 技术日趋成熟

我国海水淡化技术的研究起步较早，1967～1969 年全国组织海水淡化会战，同时开展电渗析（ED）、反渗透（RO）和蒸馏等多种海水淡化技术方法的研究。1981 年建成西沙 $200m^3/d$ 电渗析海水淡化装置；1997～2000 年期间，先后建成了 $500m^3/d$、$1000m^3/d$ 反渗透海水淡化装置；2003 年，山东荣成日产 10000t 级反渗透海水淡化示范工程一期 $5000m^3/d$ 机组建成投产；2004 年，低温多效海水淡化示范工程项目 $3000m^3/d$ 低温多效海水淡化装置在青岛的黄岛电厂建成。经过近 40 年的研发和示范，我国海水淡化技术已日趋成熟，为大规模应用打下了良好基础。我国已成为世界上少数几个掌握海水淡化先进技术的国家之一。近年来，我国在核能海水淡化，以及在引进、消化和再创新海水淡化先进技术和装备制造等方面做了大量工作。

海水作为工业冷却水，目前国内外都仍以直流冷却为主，且主要用于滨海火电、核电、化工和冶金等企业。海水直流冷却，是指原海水经换热设备进行一次性冷却后，即排放的过程。该技术有 80 多年的发展历史，有关防腐蚀、防海洋污损生物附着技术已基本成熟。海水循环冷却，是指原海水经换热设备完成一次冷却、再经冷却塔冷却后，循环使用的过程。其技术关键是海水缓蚀剂、阻垢分散剂、菌藻杀生剂、防盐雾飞溅的海水冷却塔和填料等。该技术始于 20 世纪 70 年代，是海水冷却技术的主要发展方向之一。

(2) 应用规模逐步扩大

据不完全统计，截至 2010 年底，我国已建成投产的海水淡化装置总数为 64 套，合计产水能力 64 万～80 万立方米/日，但工程产水量尚不足产水能力的一半。已建成投产的 54 套海水淡化装置，主要分布在山东、辽宁、浙江、河北和天津等地。

在国内已建成投产的海水淡化装置中，反渗透法和低温多效蒸馏法为主流，其产水量占总产水量的 95%，另外，多级闪蒸蒸馏法（MSF）约占 5%，而电渗析法（ED）和压汽蒸馏（VC）合计尚不足 1%。

从我国实际应用情况来看，反渗透海水淡化技术主要应用于市政供水，而对于要求提供锅炉补给水和工艺纯水，且有低品位蒸汽或余热可利用的电力、石化等企业，则一般采用低温多效蒸馏技术。

在海水冷却方面，我国沿海一些火力发电、核电、化工和石油炼化企业采用了海水直接冷却技术，主要是直流冷却，少数是循环冷却。在海水替代淡水方面做出了贡献，节省了大量淡水资源，而且，应用规模不断扩大。

(3) 关键技术和配套装置已有基础

能量回收、变频控制等技术的应用，使反渗透海水淡化工程能耗大幅降低。1997 年以来，我国先后采用了透平式能量回收装置和压力交换式能量回收装置等，而我国具有自主知识产权的能量回收技术和装置已进入开发阶段。

我国还自行研究和开发了连续微滤或超滤技术用于预处理中；在杭州和贵阳建立了两条反渗透复合膜生产线，设计膜生产能力达 200 万平方米/年；研究开发了海水淡化复合膜组器；海水淡化用膜压力容器已基本实现国产化；已具有了较强的海水淡化工程设计成套能力。

在海水直流冷却方面，我国已完全具备自主设计、自主制造的能力；在海水循环冷却方面也基本具备自主设计和制造能力。

二、产业化发展态势

1. 各级政府高度关注

党中央、国务院高度关注制约我国经济社会可持续发展的水资源短缺问题，提出“开源节流并举，节约优先”的节水方针，大力提倡节约和替代淡化资源，并积极支持海水利用产业。

2000 年，海水利用被列入国家计委、国家经贸委联合发布的《当前国家重点鼓励发展的产业、产品和技术目录》；2001 年，海水利用作为先进环保和资源综合利用领域的高技术，被列入国家计委、科技部联合发布的《当前优先发展的高技术产业化重点领域指南》；2003 年，海水利用被写入《全国海洋经济发展规划纲要》中；2005 年，国务院颁布了《国务院关于做好节约型社会近期重点工作的通知》（国发［2005］21 号）文件，明确提出要推进沿海缺水城市海水淡化和海水直接利用。2005 年 8 月 18 日，国家发展改革委、国家海洋局和财政部联合发布了《海水利用专项规划》。

沿海地区各级政府和有关领导也十分重视和支持海水利用发展，积极筹划制定有关海水利用的规划和措施。浙江省 2005 年初正式成立了由分管副省长任组长、省级有关部门参加的省海水淡化产业发展协调小组。天津市成立了由市领导挂帅的天津市海水淡化领导小组，组织制定海水淡化发展规划及相关的法律政策，统筹、协调和指导海水淡化产业的发展。青岛市编制并发布了全国第一部地方性海水利用规划《青岛市海水淡化产业发展规划》。

2. 沿海各地积极开展海水利用工作

青岛市作为国内最早开展海水利用的城市，近年来在国家有关部委的支持下，相继建成了一批国家海水利用示范工程。位于青岛的山东黄岛电厂 3000m^3/d 低温多效海水淡化装置建成投产，这是目前我国自行研发和建设的最大的热法海水淡化装置。2006 年 1 月青岛市正式发布实施了《青岛市海水淡化产业发展规划》。“规划”提出了“把青岛建成全国海水淡化产业基地和国家海水淡化推广应用示范城市”的战略目标。

浙江省非常重视发展海水淡化。从省政府领导到相关部门、研究机构、企业和海岛军民都关心和积极参与海水利用工作。目前，全省已建成海水淡化设施 12 套，制水能力已达 4 万吨/日，全省直接利用海水规模约 70 亿吨/年。有关部门积极组织相关科研院校加强对海水淡化能量回收技术及装置、高性能中空纤维纳滤膜及其组件、亚海水淡化预处理技术与装置等一批关键技术、设备的研发。杭州水处理中心自行研发的反渗透海水淡化膜法处理工艺，已经达到 5000m^3/d 反渗透海水淡化工程的技术能力。

天津市因地制宜地对海水利用做了全面规划。一是对淡化水准确定位。将淡化水主要用于滨海地区电力、石油、化工企业及高纯水用户，部分纳入城市自来水管网，供城镇居民用水。二是强化浓海水综合利用。积极促进海水淡化与原盐生产相结合，将浓海水用于制盐。三是注重海水利用技术研发和具有自主知识产权的配套装备加工制造基地建设。

大连市注重用水结构的优化，将海水作为重要水源之一，注重海水利用规模的不断扩大，特别是在电力、石油石化等企业的应用。目前，大连市正进一步扩大海水利用规模，特别是在工业企业中大规模利用海水淡化替代淡水，也把海水淡化作为对城市供水的重要补充水源。

山东省发挥海水资源丰富的天然优势，把开发利用海水资源作为解决该省特别是沿海地区缺水问题行之有效的途径。一是海水利用量逐步增加。二是依靠科技进步、开展典型示范。采取引进、消化吸收与自主创新相结合的办法，加快科技攻关和成果转化。通过海水利



用示范项目的实施，解决了长岛、崆峒岛军民生活用水问题，对建设海岛、保卫海岛具有十分积极的作用。

上海市在海水利用技术研发和装备制造方面有着优势和历史，目前已编制完成了国家科技部、市科委联合重大攻关项目《海水淡化新技术及重大示范工程建设》的项目建议书。河北国华沧东发电有限责任公司（原黄骅电厂）引进国外技术建立了我国目前最大的日产2万吨的低温多效海水淡化装置。辽宁则以大连、葫芦岛2个城市为重点发展海水淡化。广东、福建等地也开展了大量工作，积极发展海水利用产业。

三、海水资源化和脱盐技术与综合利用

2003年5月，国务院颁布实施的《全国海洋经济发展规划纲要》已将海水淡化与综合利用列为未来重点发展的新兴产业之一。为加速海水开发利用产业化进程，保障全面建设小康社会奋斗目标的实现，近来制定《全国海水利用专项规划》，提出了2005年、2010年到2020年的相关展望。

项目＼目标	2005年	2010年	2020年
海水淡化	15万～20万立方米/日 1～2个万吨级LT-ME和RO海水淡化示范工程	50万立方米/日，3～4个10万吨级海水淡化工程	150万立方米/日
海水直接利用、循环冷却、海水脱硫、其他（冲厕等）、苦咸水利用	200亿立方米/年；1～2个万吨级海水循环冷却示范工程大力推广1～2个100万平方米以上海水冲厕示范工程	500亿立方米/年；5～10个万吨级海水循环冷却工程；国产化示范（10个厂）；产业化示范（1200万人用）；苦咸水淡化容量达到100万吨/日，苦咸水冷却量40万～50万立方米/小时	1000亿立方米/年替代淡水价值200亿～300亿元，普及率达到80%以上，海水冲厕总面积达到15亿平方米（5000万人用），苦咸水淡化容量达到300万吨/日，苦咸水冷却规模达到500万立方米/小时
海水综合利用	规模示范	产业化示范	零排放海水淡化综合利用，产业链改造，传统制盐业微量元素示范工程
政策法规标准等	政策法规示范，技术标准、规范，组建中国海水利用产业协会	建设3个示范城市、5个示范区，培育两个产业化基地占国际市场份额5%	国产化率达95%以上，占国际市场10%左右，年售水产值40亿元，装备产值50亿元

1. 我国海水资源化发展述要

沿海地区含11个省、区和直辖市，陆地面积占国土总面积的15%，有18000多公里的海岸线和6500多个岛屿，人口占全国的40%以上，社会总产值占60%左右，是我国人口最多、经济最发达的地区。而该地区的可持续发展也面临着相当严峻的形势和问题。土地、水和其他资源的日趋紧缺，近海海域的污染和近海海洋环境质量的退化等，严重制约了该地区经济和社会的发展。向占全球水总储量96.5%的海水要水，要其他资源，大力发展海水利用（资源化）技术，是解决沿海地区资源短缺和繁荣沿海经济的重要措施。

海水利用（资源化）技术包括从海水中提取淡水，用海水代替淡水和海水中提取化工产品等技术，即通常所讲的海水淡化，海水直接利用和海水综合利用等，另有海水养殖和海水农业。这里重点谈一下海水淡化。

海水淡化是从海水中获取淡水的技术和过程。海水淡化以多级闪蒸（MSF）和反渗透（RO）为主，另外有低温多效（LT-ME）和压汽蒸馏等。RO海水淡化能耗已降到$3kW \cdot h/m^3$，目前呈迅速上升趋势，具有极强的竞争力。实践表明海水淡化对沿海地区经济的发展还将发挥其重要的作用。

海水直接利用是用海水代替淡水作为工业用水、生活用水和其他用水等。工业用水占总用量的70%～80%，而工业用水中70%左右是冷却用水，所以用海水代替淡水作为工业冷

却用水以及其他用水，对沿海城市十分重要。

在海水综合利用方面，涉及制盐、海水全利用（与海水淡化结合）、卤水全利用、海水中微量元素的提取以及相关元素的高附加值产品的开发等。这对于改造传统产业的旧工艺，提升盐化工的水平，保护海洋环境等，是非常重要和必要的。

经过50余年的发展，我国在海水淡化、海水直接利用与综合利用领域取得很大成就，培养造就了一大批专门技术人才，技术日益成熟，成本日趋降低，具备了产业化发展的基本条件。

2. 海水淡化脱盐技术发展述要

(1) 海水淡化

早在20世纪50年代，为解决“水的危机”，美国从1952年起专设盐水局，1974年后转为资源技术局，不断推进水资源和脱盐的技术进步；1973年日本通产省下设造水促进中心，专门研究节能的脱盐技术；欧洲则在尤里卡等计划下推动海水淡化的发展。目前主要的技术是蒸馏法和膜法，蒸馏法是30年代开始的，现在以多级闪蒸（MSF）为主，另有低温多效（LT-MED）等；膜法是50年代开始的，现在以反渗透（RO）为主，另有电渗析等。目前世界上脱盐水产量约达$3.0\times10^7 m^3/d$，主要解决饮用，其次为工业应用，其中海水淡化为$2.0\times10^7 m^3/d$。

我国海水淡化技术是政府支持和国家重点攻关项目驱动下发展起来的，电渗析、反渗透海水淡化技术和蒸馏法海水淡化技术（多级闪蒸、压汽蒸馏和低温多效蒸馏）的研究开发等，都取得相当大的进展。

我国经过50多年的发展，已建成海水淡化工程54个，已建成和在建装置总量每天超过64万吨。具备了万吨级海水淡化的设计和工程能力，技术经济指标达到同等容量的世界先进水平，吨水成本已降至5元左右。随着装置规模的扩大和技术的进步，造水成本仍有降低的空间。

(2) 苦咸水淡化

含盐量1～5g/L的水叫低盐度苦咸水，5～10g/L叫中盐度苦咸水，10g/L以上为高盐度苦咸水。将苦咸水淡化制取饮用水，能耗和价格比海水淡化低得多，据含盐量的高低，一般能耗在0.5～3kW·h/m³淡水。世界上中东、非洲、美国等许多地区靠苦咸水淡化解决工业用水和市政用水问题。目前世界上苦咸水淡化产量达$7.0\times10^6 m^3/d$左右，膜技术占绝对优势，其中RO占76%，电渗析（ED）占15.6%。最大的苦咸水淡化工程是美国尤马河水的处理工程，产水量$38\times10^4 m^3/d$，保证了河下游水的卫生标准。

我国自20世纪60年代末就开始用ED进行苦咸水淡化，至今已推广应用得相当普遍，年产离子交换膜40多万平方米，ED装置近千台。特别在低盐度苦咸水脱盐方面占据了较大的市场，日产水量约60万吨。仅山西省大同矿务局10多个矿区日处理量就达2万多吨，供冷却用水和生活用水。80年代开始RO苦咸水淡化，随着RO膜和相关技术的进步，RO在苦咸水淡化中的竞争力越来越强，日产水量约50万吨。仅大庆油田苦咸水处理量就日产近1.2万吨，主要供饮用。

苦咸水淡化主要方法是反渗透和电渗析，目前我国苦咸水淡化日产水量达50万吨左右，已成为解决广大苦咸水地区用水紧张的重要手段。

(3) 海水直接利用技术

海水作为冷却用水　国外在这方面非常重视，美、欧、日等国家和地区年用海水作为冷



却用水超过五千亿立方米，目前国内外仍以直流冷却为主，用于电力、化工和冶金等行业；我国海水直流冷却已有近80年的应用历史，主要应用于天津、大连、青岛、上海、深圳等沿海城市的电力、石化、钢铁、化工等行业，但年冷却海水用量仅200亿立方米左右，与发达国家尚有很大差距。国际上海水循环冷却因突出的环保优势得到了迅速发展和应用，单机海水循环量超过每小时15万立方米。我国已形成海水循环冷却缓蚀剂、阻垢分散剂、菌藻杀生剂和海水冷却塔的“三剂一塔”成套技术和产品，正在进行工程示范，具备产业化推广的基本条件。

(4) 海水脱硫技术的发展

海水脱硫工艺自1970年成功应用以来有近50多套在运行，广泛应用于工业窑炉和电厂烟气脱硫。目前在我国发展迅速。作为国家第一个示范工程，深圳西部电厂海水脱硫工程于1999年投运达标，并通过了国家环保总局主持的工程验收。福建后石华阳电厂分别于1999年和2000年投入运行两套600MW的无GGH海水脱硫装置。随着我国环境保护法律、法规和标准的日趋严格及执法力度的加大，在未来10年内，至少有4000万千瓦以上火电装机容量需安装烟气脱硫装置。我国是燃煤大国，酸雨和二氧化硫污染日趋严重，急需加快烟气脱硫技术研究和设备国产化的步伐。

(5) 海水利用的其他方面

海水冲厕。目前香港地区每天冲厕用海水约60万立方米，占全部冲厕用水的近80%，形成了一套完整的处理系统和管理体系。我国已解决海水冲厕的后处理关键技术问题，正在进行工程示范。另外，海水直接利用的其他途径还有海产品加工用海水，除尘消烟和冲灰冲渣用海水，作为消防、灌溉、洗涤、印染、化盐和软化用水等，这都有成功实践及良好的经济和社会效益。

(6) 海水综合利用

目前，全世界每年从海洋中提取食盐5000万吨、镁及氧化镁260多万吨、溴20万吨。

我国现年产海盐约1800万吨，为世界之首。相关的氯碱工业，产品供大于求，用离子膜改造旧工艺是十分必要的。制盐副产的卤水约1500万立方米，其中含钾盐40万吨，溴4万吨，镁盐400万吨，其中仅利用20%，80%仍排回海洋造成污染，现已取得一批海水卤水资源综合利用技术成果，如空气吹出法海水提溴已经实现产业化，在气态膜法海水提溴和海水提取钾、镁、锂等关键技术上均取得重大突破，具备示范工程建设条件。

海水中D_2O，T_2O的储量达200万亿吨，铀的储量是40亿吨……从长远考虑，从海水中提取D_2O、铀、锂、碘等也是有重要意义的。

将海水淡化与综合利用相结合，两者互补，也是值得深入探讨的。

(7) 海水农业利用

我国有漫长的海岸线和星罗棋布的岛屿，可管理和利用的海域在22亿亩以上，盐碱地6亿亩，滩涂近3000万亩，自然条件优越，发展海水农业切实可行。目前海水养殖年产量约500万吨，海水和咸水农业刚刚开始，这在减轻对陆地的依赖，缓解用水紧张状况方面也有重要意义。

我国是海洋大国，沿海地区经济发达，水和其他资源短缺，海水利用是非常值得考虑的。海水利用中的大多数技术问题都得到切实的解决，推广海水利用技术是可行的。海水利用中的大多数技术的经济性随着技术的进步，是有竞争力的，是可以接受的。

海水利用技术的发展，有待于科技的进步和创新，以使该技术不断地向工艺简便、高效节能和清洁生产的方向迈进；也有待于新的示范和社会的需求；更需要政府和企业界的介入

以及管理、政策和法规等方面的支持。

第六节 海水淡化浓盐水零排放技术

随着海水淡化技术的进步，海水淡化作为可持续开发淡水资源的手段在越来越多的国家如火如荼地发展起来。然而，现行海水淡化方法水回收率较低，热法海水淡化装置的水回收率为15%～50%，膜法海水淡化装置的水回收率仅为30%～40%，其余大部分海水经淡化后浓盐水被直接排回大海。在脱盐过程中加入的化学药剂、产生的腐蚀产物、吸收的热量等的排放必将对近海海域环境和生态产生影响。而且，随着淡水需求的增加、海水淡化规模的增大，其影响程度必将加剧。因此，大规模海水淡化可能引发的环境问题引起了国际社会越来越多的关注，包括海水淡化浓盐水排放对环境的潜在影响与海水淡化浓盐水合理排放等。

一、海水淡化技术及应用

至今海水淡化方法已经出现了数十种，主要包括热法、膜法、离子交换法、水合物法、溶剂萃取法、电去离子法（EDI）和冷冻法等。其中，热法海水淡化技术包含了多级闪蒸（MSF）、多效蒸发（MED）、压汽蒸馏（VC）；而膜法海水淡化技术包括反渗透法（RO）、电渗析法（ED）。目前工业上常采用的海水淡化方法主要有MSF、RO和MED。

MSF技术最为成熟、能耗大，适合于大型海水淡化装置，在海湾国家采用较多。RO是海水淡化技术中发展最快的技术之一，对大、中、小型规模海水淡化装置均适用，无热源需求。除海湾国家外，其他欧、美、亚地区大型海水淡化装置均首选反渗透技术。MED技术中低温多效蒸馏技术（LT-MED）有着操作温度低、预处理更为简单、操作弹性大、动力消耗小、热效率高、操作安全可靠等种种优点，发展迅速，是目前热法海水淡化技术中最有发展前景的海水淡化技术。

目前工业上MED在热法海水淡化技术中越来越具有竞争力，正在逐步超越已经成熟的MSF技术。1997～2002年，MED仅占热法海水淡化的约25%，而2003～2008年，MED占了热法海水淡化市场的42%。

目前，世界许多国家和地区利用脱盐技术，满足了淡水资源的需求，约2/3的淡化水用于市政供水，1/3用于工业用水、电厂、农业等。根据国际脱盐协会（IDA）2009～2010年度报告，全世界已建成的脱盐装置总淡水生产能力达$5990\times10^4 m^3/d$，仍有约$180\times10^4 m^3/d$生产能力的装置在建。

截至2009年底，我国海水淡化总生产能力约$35\times10^4 m^3/d$，尚有在建工程约$30\times10^4 m^3/d$，设计与签约中的近$10\times10^4 m^3/d$。

海水淡化工程发展迅速，日益满足了目前市政、工业等淡水需求。然而，海水淡化工程大规模的建设对环境的影响问题也日益突出。IDA2008～2009年度报告在分析海水淡化现有问题中指出，海水淡化装置的建设必须考虑其经济性和环境影响，海水淡化对海洋与海洋生物的污染必须引起重视。因此，海水淡化浓盐水排放可能引发的环境问题与海水淡化浓盐水合理排放必须引起关注。

二、海水淡化对环境的影响

海水淡化对环境的影响主要包括两个方面：海水淡化对社会环境的影响和浓盐水排放对

海洋环境的影响。

1. 海水淡化对社会环境的影响

目前，热法海水淡化能耗高，能量利用率低，造成能源的大量浪费。RO膜法海水淡化需要采用高压泵，消耗大量的电能。研究表明，每产$1m^3$的淡水，MSF、MED和RO能耗范围分别为24～36kW·h、18～30kW·h和3～6kW·h；同时MSF和MED热法海水淡化还应包括1.2～4.5kW·h的动力消耗，而对于无能量回收装置的RO装置，能量消耗更大。除耗能的影响外，海水淡化设施与厂区建设占据部分海岸线，而且海水淡化厂还需要相应的辅助设施，导致海岸向工业区发展，破坏自然景观，沿岸地区的土地价值降低；大量用于输送海水和浓盐水的管路埋设地下，管道腐蚀或渗漏会污染地下蓄水层。此外，RO膜法海水淡化中需采用高压泵，噪声大。而热法海水淡化为防止结垢与腐蚀必须进行脱气，脱出的CO_2直接排入大气，用于发电与蒸汽锅炉的煤炭燃烧也会产生大量CO_2气体，造成大气污染。

2. 浓盐水排放对海洋环境的影响

热法海水淡化过程中，部分海水经预热后直接排放，会造成海洋环境的热污染。并且，MSF的最高盐水温度一般为90～110℃，海水必须进行杀菌、降浊、脱碳、脱氧、加缓蚀剂、阻垢剂、消泡剂等一系列的预处理，残留的化学药剂最终进入排放系统，会对海洋环境造成影响。此外，系统中结垢与腐蚀产物随清洗剂一起进入排放系统，也会对海洋环境造成影响。RO膜法海水淡化过程水回收率低于40%，浓盐水排放量大；RO膜的进水要求高，必须对原料海水进行杀菌、降浊、软化、中和等一系列严格的预处理；RO膜需要频繁的物理或化学清洗。海水预处理试剂和清洗剂等随着浓盐水直接排放都会对海洋环境和海洋生物造成一定的影响。

以下将从排放盐水的组成、盐度、热污染、腐蚀产物、化学清洗剂5个方面分析浓盐水排放对海洋环境和海洋生物的影响。

(1) 排放盐水的组成

现行的海水淡化方法水回收率较低，50%～70%的进料海水经浓缩后排放至海洋。一般浓盐水的组成中，化学药剂的排放是影响海洋环境的关键因素。

海水淡化预处理中用到的主要化学药剂有：杀菌剂、混凝剂、阻垢剂、缓蚀剂、消泡剂、还原剂、酸碱等。而这些药剂及其副产物最终随浓盐水排放到海洋中，严重破坏了海洋环境。

预处理过程中常用的杀菌剂有液氯、次氯酸钠等，由于RO膜组件易被氧化，所以进料水在进入RO系统前必须进行中和余氯的处理。因此，只考虑热法海水淡化中氯的排放。多数MSF装置出口浓盐水中氯的浓度为0.2～0.45mg/L。Höpner等考察了红海北部排放浓盐水中氯含量对海洋环境的影响，按氯的排放浓度为0.25mg/L，回收率为10%计算，红海北部海域每天氯的排放量达2708kg。

浓盐水排放后，氯浓度会由于降解和物理稀释过程而有所降低，但是即使是低浓度的氯对水生生物也有一定的危害。首先，氯是一种强力杀生剂；其次，氯与海洋中有机物反应可形成大量的氯代副产物，这些氯代有机物对水生生物是有害的。

多数海水淡化厂采用混凝剂（如氯化铁、硫酸铝）和助凝剂（如阳离子、阴离子聚合电解质）来降低原料水中悬浮物含量。混凝产物导致过滤器堵塞后，采用预处理后的海水反洗，每天反洗后的泥水混合物未经处理便排放到海洋中去。这些物质毒性低，但是会使海水

的浊度升高、透光性降低，可能会对深海生物造成一定的影响。

此外，海水淡化过程中常用的缓蚀阻垢剂、消泡剂和还原剂多为含磷的有机或无机化学品，随浓盐水排放至海洋中，可能会导致水体的富营养化，尤其是在半封闭的海湾区域。半封闭海域与外海自然交换和自净能力弱，有机物含量增大，导致海水化学需氧量（COD）增大、浊度升高。

(2) 盐度

排放浓盐水的盐度约为天然海水的两倍。大洋中海水平均盐度在 33000～37000mg/L。但是，由于蒸发速率高和淡水汇入量小，加上海水淡化厂的浓盐水排放，导致部分地区的海水盐度远远超出了平均值，如阿拉伯海湾地区达 45000mg/L，地中海和红海地区达 41000mg/L。已有研究表明，按照我国 2010 年规划的海水淡化规划量计算，所产生的排海浓盐水会导致我国胶州湾地区局部海域盐度和高盐度水域面积明显增加。

浓盐水的排放导致海洋盐度的增加，而且半封闭海域海水更新速度慢，使盐度分布不均。过高的盐度对一些耐盐性差的海洋生物可能是致命的，并且长期的高盐度与盐度分布不均，可能会引起海洋生物的物种组成与分布的变化。

(3) 热污染

冷却水系统排放的海水伴随着一定的热量排放，这会对海洋环境造成一定的热污染。亚热带海洋生物一般适应 20～30℃的温度。人们认为 30℃是许多水生生物能够承受的上限温度，尤其是对海洋生物的幼虫而言。海水淡化 RO 系统浓盐水排放温度比环境温度高 3～5℃，而热法海水淡化排放浓盐水的温度比环境温度高 3～15℃。2000 年以来，阿拉伯海湾海水最高温度保持在 35℃左右，最低温度一直在逐渐增高。许多海水淡化厂热盐水的排放导致了这种反常现象。过高的排放温度可能直接影响海洋生物的生长和繁殖，改变海洋生物的生理机能，并影响其产卵、生长及幼虫孵化能力；可能导致严重的生态破坏，改变天然海洋生态系统的分布、构成与多样性。此外，海水温度的上升也影响海水水位、溶解氧含量等参数，间接对海洋生物和水质产生不利影响。

(4) 腐蚀产物

热法海水淡化过程中，蒸发器内部多采用铝黄铜、镍黄铜等各种传热管。所以，热法海水淡化厂排放的浓盐水中含有一些铜、镍、铁、锌等腐蚀产物。其中铜的排放浓度最高，因此铜对海洋环境的影响也引起了广泛的关注。Oldfiled 等对 MSF 排放浓盐水中铜的浓度进行了监测，指出新建的控制良好的过程中铜的含量将小于 100mg/m^3。在浓盐水中浓度最大的重金属是铜，其含量比自然海水高 1～2 个数量级。Höpner 等指出以排放水中铜的浓度为 15mg/L、水回收率为 50%计算，红海北部海域每天铜的排放量达 36kg。美国国家环保局建议海水中铜含量不得超过 4.8mg/m^3（短期）和 3.1mg/m^3（长期）。

除了铜，腐蚀产物中还有镍、锌、铬、钼和铁等金属污染物也会对海洋环境产生不利的影响。金属离子通过扩散、沉积，会被深海生物体吸收，最终在整个食物链中传递。多数金属离子也是多数生物体必要的微量营养素，但如果其浓度超过了生物体所需的量就会有毒害作用。

(5) 化学清洗剂

海水淡化过程中，过滤器、蒸发器与膜组件都需要定期清洗。清洗过程采用物理冲洗或酸碱等化学清洗剂清洗，清洗废液的排放也会造成海洋环境的污染，进而影响海洋生物的生存状态。

综上所述，排放浓盐水的组成、浓度、热量、腐蚀产物与清洗排放水等严重影响了海洋

环境，对海洋水质、生态环境和海洋生物产生了不利的影响。

三、应对措施与解决方法

1. 能源的综合利用

针对海水淡化过程能源消耗的问题，首先，必须对海水淡化装置进行能量及技术经济性能分析，根据具体情况选择能耗相对较低的海水淡化技术和装置，例如小型海水淡化装置多采用 VC、ED 等方法；大型海水淡化装置多采用 RO、MSF、MED 等技术。其次，单一海水淡化过程水回收率较低，能源利用率低，采用多种海水淡化技术复合，不同淡化方法的耦合过程，实现集中联产，不仅可以提高海水淡化的水回收率，还可以实现能源的综合利用。热膜联产主要是采用热法和膜法海水淡化相联合的方式（即 MED-RO 或 MSF-RO 方式），满足不同用水需求，降低海水淡化成本，提高能源利用率。该复合装置中 MSF 进水为 RO 浓水，该系统水回收率大于 70%，MSF 装置最高盐水温度（TBT）可达 130℃。

另外，结合新型可再生能源，如太阳能、风能、地热能、潮汐能等，从根本上减少传统石化能源的消耗。德国宇航中心（German Aerospace Center，DLR）进行了太阳能（concentratingsolarpower，CSP）用于海水淡化装置的研究，指出了该技术在中东和北非地区的应用潜力，分析表明 CSP 技术与 RO 和 MED 海水淡化装置结合是一种低能耗和低成本的选择。

最后，海水淡化装置选址在离发电厂近的且废热能回收利用的地方，充分利用低成本的低品位废热，并可结合热泵系统的应用提高低品位热源品质，实现废热的回收利用，节约能源。大连理工大学与大连石油化工公司合作开发的拥有自主知识产权的 500t/d MED 海水淡化中试装置即采用了热泵技术、低品位废热利用等技术。Diego 等基于太阳能 MED 装置采用双效吸收热泵技术改进的海水淡化小试装置，系统总性能比太阳能 MED 系统节约 50%的太阳能板换热面积。

2. 取排水的优化设计

对于海洋环境的利用要基于维持海水生物生产率的长期发展，并且要求保持所有海洋生物数量的正常，能够充分满足用于商业、娱乐、科学与教育的要求。生物生产率和海水、溪流、湿地、河口与湖泊的质量要适于维持最佳的海洋生物数量和保护人类健康，尽可能地通过各种方式来修复，把废水排放与取用水带来的不利影响降到最低。

Palomar 等总结了西班牙海水淡化装置的现状，并基于盐水性质、环境评价方法、海洋监测和条约等，针对浓盐水排放系统的设计提供了建议。Thomas 等指出海水淡化装置的设计与建设应充分考虑海洋环境优化设计取排水。海水淡化装置取排水设计应考虑以下因素：取水口与排水口的设计与布局要避免选址于生态敏感地区；减小取水流速，通过设计合理的取水装置结构减小取水对海洋生物的影响，降低原水的预处理要求；设计合理的取水方式，尽可能地减小对生物的影响（如在取水口安装过滤器），或利用岸上的水井取水或者地下渗透来消除海洋物的夹带；尽量采用在深水区、远离岸边或滩井的取水方式，这样不仅可以防止对浮游生物、卵和幼虫的影响，而且取水水质往往比岸边和表层水水质好，不需或仅需最小量的化学预处理；排水口选址和设计能够具有充足的混合速率和淡化体积来最小化不利冲击；排水口应向开放性海域排放，而不要开向封闭的河流或者其他区域排放。

除此以外，浓盐水排放方式的优化也是解决海水淡化浓盐水排放对环境影响需要考察的主要内容之一。浓盐水排放方式可从以下几个方面考虑：排放前去除浓盐水中的有害成分；采用与污水处理装置或者动力装置冷却水排放相结合冲稀后排放的方式，可缓解浓盐水盐度

高造成的影响；为避免热污染，可将其通入冷却系统充分散热或选择散热与扩散较好的排放地点；安装扩散装置强化排放浓盐水的混合与扩散过程并优化设计扩散装置的安装角度；根据潮汐规律，确定排放时间以减小浓盐水排放对海洋环境的影响。

3. 减少有害化学物质的污染

海水淡化前预处理过程中尽量少采用或不采用危险化学品。兰忠等采用贝壳基生物膜反应器进行海水预处理，海水 COD 去除率达 60%以上。

Visvanathan 等采用膜生物反应器海水预处理方法可去除 78%的溶解有机碳（DOC），该预处理方法可以有效地抑制海水进水对 RO 膜的生物污染，保持较高的渗透通量。

此外，开发防腐抗垢性能好的新材料，采用抗腐蚀管路，以减小腐蚀产物中有害物质的影响（如相比于铜管和镍合金管，聚乙烯管或者钛管更具有优越性）。马学虎等研究开发了一系列以不锈钢、铝合金、铜等金属为基体的聚四氟乙烯复合涂层、有机-无机杂化硅氧烷膜、氟硅氧烷共聚杂化低表面能涂层、Fe/Cr/Si 复合薄膜等防腐抗垢表面技术。同时对涂层表面的盐水污垢特性测试和水平管外海水降膜蒸发传热性能测试实验表明，处理表面可以实现高传热效率、耐腐、抗垢的多重综合功效。

4. 浓盐水综合利用与零排放技术

对海水淡化中浓盐水进行再利用实现浓盐水的零排放［zeroliquiddischarge（ZLD）orzerodischarge（ZD）］，是从根本上解决浓盐水排放对海洋环境造成危害的有效途径。海水淡化后排出的浓盐水其温度及盐度都较高，可采用太阳能池、电渗析或自然蒸发等方法制盐和提取化工原料，既可以实现海水淡化的零排放，有效利用资源，还可以创造一定的经济效益。

Turek 等提出了采用蒸发再浓缩与结晶器制盐达到零排放的制盐工艺。除浓盐水中的氯化钠外，还可开发石膏、氢氧化镁、氯化钙、碳酸钙和硫酸钠等有价值的产品。Jibril 等研究了利用浓海水制取 Na_2CO_3、$NaHCO_3$、NH_4Cl 的化学方法。Ahrned 等研究开发了 SAL-PROCTM 工艺充分利用浓海水制取石膏、氢氧化镁、氯化钠、氯化钙等来实现浓海水零排放。Bond 提出了一套双级反渗透与热法脱盐、蒸发结晶相结合的零排放工艺，可以处理有机物含量较高的盐水。此外，浓盐水提溴可制溴系列产品；与氯碱工业结合还可以生产氯气、氢气等产品。Oren 等采用反渗透一倒极电渗析（RO-EDR）复合工艺处理盐卤水，水回收率可达 97%～98%，结合结晶器实现了浓盐水零排放。马学虎等针对辽河油田盐卤水工厂化利用进行了盐卤水低温多效蒸发零排放工艺包的设计；一般在这一过程中，将原本被视为杂质的元素加以处理，成为具有一定经济效益的副产品，经提溴、提镁、去除硫酸盐的原卤水在低温多效蒸发过程中可以进一步提高淡水回收率达 70%，是实现零排放的关键步骤，不仅产品水可以用于锅炉用水，而且降低了浓缩盐水进一步真空制盐的能量消耗与制盐成本。

由此可见，浓盐水综合利用和零排放技术是实现海水淡化产业可持续发展的途径之一。然而，高投入和高操作成本常常限制着零排放技术的工业应用。IDA2008～2009 年度报告在分析海水淡化现有问题中指出，零排放系统是一个操作体系，零排放技术的应用还存在着许多操作问题，盐水浓缩系统的能耗达 18.5kW·h/m³ 原料水，而盐水浓缩器结合结晶器的能耗达 32kW·h/m³ 原料水。降低零排放的成本和能耗，提取高纯度、高附加值的化工产品是零排放技术的关键。Black & Veatch 公司的 Bond 和 Veerapaneni 报告了多种技术可降低内陆地区海水淡化零排放装置操作成本和能耗。



不同地区海水淡化浓盐水排放对环境的影响程度是不同的。这取决于海洋水体环境（深海学、深度、潮汐、海浪、洋流等）、海洋生物的敏感度以及海水淡化类型、规模、辅助设施等条件。深入了解海洋环境和优化海水淡化工艺，可以降低海水淡化过程对环境的负面影响。此外，海水中化学资源丰富，主要包括钠、钾、镁、溴、钙、锂、铀等，提取各类化学元素及其深加工产品，实现海水淡化的零排放，不仅可以解决海水淡化对环境的影响问题，而且具有相当高的经济效益。综合利用海水化学资源，提高海水淡化水回收率，结合海水制盐技术，实现海水淡化零排放，形成海水淡化和海水化学资源综合利用产业链，是海水淡化产业社会可持续发展的主要方向。

第二章　海水淡化技术设计

第一节　海水淡化技术的概念

海水淡化即利用海水脱盐生产淡水。这是实现水资源利用的开源增量技术，可以增加淡水总量，且不受时空和气候影响，水质好、价格渐趋合理，可以保障沿海居民饮用水和工业锅炉补水等稳定供水。

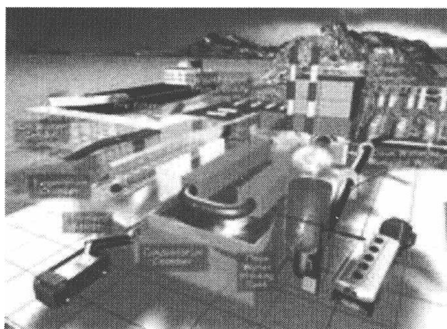


图 2-1　海水中取得淡水的过程

从海水中取得淡水的过程谓海水淡化（图 2-1）。

随着世界各国经济的高速发展以及人口的迅速增长和集中，世界各国对水的需求日益增加，而地球上的淡水资源非常有限，淡水资源缺乏已成为全球性的课题。在寻求淡水资源方面各国纷纷把目光投向大海。据统计目前世界已有 100 多个国家缺水，其中严重缺水的已达 20 个，严重影响着人类生存和社会发展。海洋中水的储量为 1338×10^{7} 亿立方米，占全球的 96.8%，有着巨大的水资源，如何把它变为能被人类利用的淡水，成为急需解决的题目。

一、海水淡化定义与用途

1. 海水淡化定义

海水淡化即利用海水脱盐生产淡水。所谓海水淡化，其实是从海水中提取淡水的一项复杂而艰难的技术。反过来讲，海水淡化过程也可以被看作是一个“海水浓缩”的过程。

2. 海水淡化的主要用途

海水淡化主要是为了提供饮用水和农业用水，有时食用盐也会作为副产品被生产出来。海水淡化在中东地区很流行，在某些岛屿和船只上也被使用。

二、海水淡化的发展与技术方向

海水淡化技术的发展与工业应用，已有半个世纪的历史，在此期间形成了以多级闪蒸、反渗透和多效蒸发为主要代表的工业技术。在实际选用中，究竟哪种海水淡化方法最好，也不是绝对的，要根据规模大小、能源费用、海水水质、气候条件以及技术与安全性等实际条件而定。

1. 海水淡化是人类的梦想

海水淡化是人类追求了几百年的梦想。早在 400 多年前，英国王室就曾悬赏征求经济合算的海水淡化方法。



从20世纪50年代以后，海水淡化技术随着水资源危机的加剧得到了加速发展，在已经开发的20多种淡化技术中，蒸馏法、电渗析法、反渗透法都达到了工业规模化生产的水平，并在世界各地广泛应用。

现在世界上有10多个国家的100多个科研机构在进行着海水淡化的研究，有数百种不同结构和不同容量的海水淡化设施在工作。一座现代化的大型海水淡化厂，每天可以生产几千、几万甚至近百万吨淡水。

淡化水的成本在不断地降低，有些国家已经降低到和自来水的价格差不多。某些地区的淡化水量达到了国家和城市的供水规模，预计到21世纪的20年代末，国内淡化水将可用于农田灌溉。

2. 海水淡化的主流技术

在20世纪80年代，发生了水处理技术发展方向的争论，焦点是：预脱盐技术电渗析、反渗透、蒸馏法，哪一个是发展方向。到了90年代中期，实践给出了结论：反渗透脱盐技术是苦咸水预脱盐技术的发展方向。随之，反渗透膜材料、膜制造技术、应用技术获得巨大进步，反渗透脱盐技术的发展方向更加清晰、无可争辩。反渗透脱盐成了主流技术，并不意味着电渗析、蒸馏法技术的消失，马上完全退出市场，在某些地方还可使用。生产电渗析器、蒸馏器的厂家也不断改进技术，但是电渗析器、蒸馏器的应用不断减少却是不可改变的，也是不争之事实。

反渗透水处理技术与其他高科技技术一样，具有显著的特点：关键部件制作工艺复杂，应用起来却十分方便、简单。反渗透装置的模块化，使得反渗透装置的制造、安装、运输、维护更加方便，使得反渗透技术的改进更加迅速，用户收益也就更大。

选择与反渗透预脱盐技术配套的原水预处理技术和根据用户对水质的最终要求，选择与反渗透预脱盐技术配套的后处理技术，使得反渗透预脱盐技术的应用更加完美。

从海水淡化经济比较可知，膜法一次性投资成本和运行成本比热法均明显占优，因而膜法更有竞争力。也就是说，膜法是海水淡化技术的主要发展方向。从成本考虑，有余热或废热可利用的企业，可采用热法制备海水淡化水，当今国外大多情况也是如此。

3. 海水淡化的前处理和后处理技术

海水淡化有多种多样的先进的预处理技术和后处理技术与反渗透脱盐技术配套，并且它们如雨后春笋般地涌现，应当是顺理成章。

当采用反渗透法淡化海水时，在海水预处理中采用超滤或微滤取代传统的砂滤，逐步体现出其优越性，并获得认可。目前，采用的超滤或微滤基本都是有机膜，应该指出，目前在国内无机超滤或无机微滤的使用量正在逐步增多，它们作为反渗透水技术的预处理也应该引起关注。

采用一级反渗透处理的海水淡化产水含盐量一般在140～350mg/L左右（以标准海水计），它要满足用户的用水要求（如作为超高压锅炉用水），需要对海水淡化水做进一步的处理，如反渗透的2级处理。后处理技术中的EDI（连续电去离子装置）只有与反渗透技术相配套，才有应用价值。一是EDI的类型有板式和卷式，虽然各有利弊，但必然有一种形式更优，为重点研究的对象。二是为同时满足用户对水质中电导率和二氧化硅的含量要求（如大容量、高参数的锅炉补给水），需要对EDI的进水水质做适应性的调节，这是必要的。

4. 海水淡化未来技术方向

低温多效蒸馏法和反渗透膜法是未来方向。目前全球海水淡化技术超过20余种，包括

反渗透法、低温多效、多级闪蒸、电渗析法、压汽蒸馏、露点蒸发法、水电联产、热膜联产以及利用核能、太阳能、风能、潮汐能海水淡化技术等，以及微滤、超滤、纳滤等多项预处理和后处理工艺。从大的分类来看，主要分为蒸馏法（热法）和膜法两大类，其中低温多效蒸馏法、多级闪蒸法和反渗透膜法是全球主流技术。低温多效具有节能、海水预处理要求低、淡化水品质高等优点，反渗透膜法具有投资低、能耗低等优点，但海水预处理要求高。多级闪蒸法具有技术成熟、运行可靠、装置产量大等优点，但能耗偏高。低温多效蒸馏法和反渗透膜法是未来方向。

三、反渗透海水淡化技术与设计

世界淡化水的总产量从 20 世纪 60 年代至今已经增长到 $2300\times10^4 m^3/d$，而且还在以 10%～30%的年增长率攀升。供养的人口不仅有中东的若干国家，还有美国、俄国、日本、意大利、西班牙等发达国家的部分地区，达 1 亿之众。从海水淡化的技术种类来说，目前主要的还是蒸馏法，但是，反渗透海水淡化技术由于其设备投资省、能量消耗低、建造周期短等诸多优点，近 10 年来发展速度很快，目前最大的反渗透海水淡化厂产水规模已经达到 $11\times10^4 m^3/d$，在 21 世纪与蒸馏法一起成为海水淡化的主导技术。

1. 反渗透海水淡化技术的国际现状

经过近 50 多年的不懈努力，反渗透技术已经取得了令人瞩目的进展。目前反渗透膜与组件的生产已经相当成熟，膜的脱盐率高于 99.3%，透水通量大大增加，抗污染和抗氧化能力不断提高，销售价格稳中有降；反渗透的给水预处理工艺经过多年的摸索基本可保证膜组件的安全运行；高压泵和能量回收装置的效率也在不断提高。

以上措施使得反渗透淡化的投资费用不断降低，淡化水的成本明显下降。反渗透海水淡化的技术进步表现在如下方面：

① 反渗透膜的性能明显提高　1978 年成功地开发了海水淡化反渗透复合膜（采用脂肪族聚酰胺复合物为材料）至今，经过 30 多年的不断发展，海水淡化反渗透复合膜的性能已经有了较大的提高，目前的反渗透复合膜系采用芳香族聚酰胺的材料，特征水通量是 1978 年的 2.5 倍，盐的透过率大约为 1978 年的 1/3。如此的技术进步使得海水淡化制取饮用水从原来的二级流程简化为目前的一级流程，且膜的价格稳中有降。

② 功交换器的研制成功　据报道，一种新型能量回收装置已经成功地用于 New Providece 岛 $13600m^3/d$ 和 Cayman 岛的 $5000m^3/d$ 海水反渗透淡化系统上。这种能量回收装置称为功交换器，将排放的浓盐水压力传给补给海水，转换效率高达 89%～96%。由于浓盐水的能量回收充分，据测算系统的吨水能量消耗仅为 2.6kW·h。这种功交换器是近年反渗透海水淡化技术的一个新里程碑，更为意义重大的是该数据是从商业规模的淡化装置上得来的。

③ 段间能量回收透平的成功应用　1996 年 6 月，佛罗里达水服务公司（Florida Water Service Corp.）在 Marco 岛对现有的 $15000m^3/d$ 苦咸水淡化系统进行了工艺改造，使第二段排放的浓盐水通过段间能量回收透平用于提高该段的进料水压力，从而提高了第二段膜堆的产水量。通过如此改造，系统的产水量增加 $3780m^3/d$，增幅达 25%。段间能量回收透平适合于苦咸水或盐含量较低的海水淡化系统，它可以增加系统的产水量，或降低系统的能量消耗。

④ 微滤技术用于海水预处理　鉴于传统的加入化学药剂和二级过滤的预处理技术不一定能很好地去除进料海水中的胶体类物质，提出了利用膜处理作为反渗透预处理工艺流程。



该流程的核心是采用大孔径中空纤维超滤或微滤膜，超滤膜的截留分子量为（10～20）×10^4，微滤膜的孔径为 0.2μm。经过一定的工业规模运行，膜技术的预处理工艺已经基本成熟，并具有如下两个新颖性能：

a. 可自动、频繁脉冲式冲洗中空纤维管（某些型号采用反洗），其特点是通过短时间的停运来保持稳定的产水通量。

b. 可在一个很低的恒流速度下工作，甚至可以在单向流动状态下工作（全流过滤）。

采用微滤（或超滤）作为海水反渗透的预处理，不需要加入絮凝剂、杀菌剂和余氯脱除剂等化学药品，同时也省去了保安过滤器，将反渗透的进水水质从传统处理方法的 SDI<3 改进到 SDI<1，且不使反渗透的预处理成本明显增加。此技术由于改进了进水水质，不仅延长了反渗透膜的使用寿命，而且有助于提高系统的回收率、降低运行费用。

⑤ 纳滤技术在预处理中的应用　沙特阿拉伯的 SWCC 公司成功地开发出了纳滤（NF）作为海水的预处理技术，用于脱除硬度和总溶解固体，从而提高海水反渗透的操作压力和系统的回收率，保证膜组件的运行安全。基于同样的道理，纳滤也可以用于多级闪蒸和多效蒸馏的给水预处理，提高设备的运行温度，从而提高造水比。如采用纳滤作为海水预处理，并将海水反渗透和多级闪蒸结合起来，可以使系统的回收率提高到 90%。SWCC 公司已经将纳滤作为海水预处理的技术申请了专利。

⑥ 淡化成本的明显下降　由于膜的性能不断提高，高压泵和能量回收装置的性能持续进步，各种预处理新工艺的不断提出，促使设备的运行管理更为简单；更由于国际市场一体化的倾向，加大了海水淡化工程公司之间的竞争，使得设备的投资费用不断降低，从而使反渗透海水淡化的造水成本不断下降。其明显例子是 2010 年国际招标市场：分别于 2008 年和 2010 年对 $2\times10^4 m^3/d$ 的海水淡化工程进行国际招标，淡化水的最低报价从 2008 年的 0.62 美元/m^3 下降到 2010 年的 0.48 美元/m^3，下降幅度高达 30%～35%。

2. 国内反渗透海水淡化工程展望

据初步估计，国内运转的产水量大于 $100m^3/d$ 的反渗透淡化装置总数量不少于 500 台。这些反渗透淡化装置的淡化对象大多数属于地表水、自来水或苦咸水，用于海水淡化的只有浙江省嵊山镇的 $500m^3/d$ 反渗透淡化工程、浙江省嵊泗县马迹山的 $350m^3/d$ 反渗透淡化工程以及辽宁省长海县的 $1000m^3/d$ 反渗透淡化工程。另外，河北沧州化学工业股份有限公司 2000 年进行了 $18000m^3/d$ 高浓度苦咸水淡化工程的招投产运行，经过 10 年的不断发展，海水淡化反渗透复合膜的性能已经有了较大的提高，设备的投资费用不断降低，反渗透海水淡化的造水成本不断下降。

3. 国内反渗透海水淡化工程存在的问题

目前，国内的八个海水（苦咸水）淡化工程中有六个已经投入运行使用，从运行的实际效果来看，基本达到了设计要求。嵊山镇和长海县的海水淡化工程在天旱无雨、水库枯竭的情况下，保证了海岛人民的饮水，发挥了巨大的作用和效益。从主体设备的供货渠道上看，其中五个工程的设备供货是引进器件的国内成套，说明国内已经基本掌握了海水反渗透淡化工程的设计、供货、安装、调试的相关技术，走过了产业化的大部分路程。

然而，投入运行的三个海水淡化工程在运行期间也暴露了一些工程技术的问题，具有代表性的是：

(1) 高压泵的选择

投运的三个海水淡化工程有两个使用了高速离心泵作为高压泵，另外一个使用了三柱塞

泵作为高压泵。嵊山镇的海水淡化用高压泵曾发生抱轴现象而被更换，长海县的高压泵运转噪声高达105dB，超过了我国的往复泵的噪声标准（95dB），且在运转过程中发生高压泵的弹簧断裂导致设备停机，由于没有备品备件供应，在大连加工了同等的弹簧才解决了问题。由于高压泵噪声超标，目前正在进行隔音降噪处理。

沧州的苦咸水淡化使用的是多级离心泵，使用效果有待验证。从目前的情况看，根据不同的淡化规模选择高效率、合适的高压泵是反渗透海水淡化需要解决的问题。

(2) 预处理工艺有待优化

嵊山镇的海水淡化采用了多介质过滤、活性炭过滤两级预处理流程，过滤速度分别为8m/h和10m/h，预处理的结果保证了进入反渗透海水的污染指数<4，大部分时间在2～3。长海县的预处理流程采用了多介质过滤、细砂过滤两级预处理流程，过滤速度分别为9m/h和5m/h。由于取水方式不同，经预处理后的进水污染指数在2.8～3.4，达到了反渗透的进水要求。但对于不同的海水水质，如何优化预处理的工艺流程，恰当地选择预处理滤速从而达到保证预处理质量、降低工程造价和预处理成本的目的，是反渗透海水淡化工程设计和设备供货厂商需要解决的技术问题。

(3) 设备和管道腐蚀防护水平有待提高

反渗透海水淡化由于海水的腐蚀性强、工程难度大而有别于一般的苦咸水淡化，工程设计和设备供货单位应对此给予高度的重视。目前投运的反渗透海水淡化工程或多或少都存在设备、管道的腐蚀防护力度不够等问题。如马迹山的海水淡化工程由于设备和管道腐蚀问题，影响了设备的正常运转，目前正在进行防腐的技术改造；嵊山镇海水淡化工程的预处理和高压管路也发生了明显的锈蚀；长海县海水淡化工程的预处理设施防腐处理不彻底，发现罐体的内部腐蚀，使得铁锈类金属氧化物堵塞保安过滤器，导致保安过滤器滤芯的频繁更换，进口设备的高压阀门、保安过滤器等也发生锈蚀。

这些腐蚀现象的发生，有些属于设计不当造成的，有些属于供货厂家没有完全按照设计要求供货造成的。如果不能有效地解决，将影响设备的使用寿命，降低淡化装置的利用率和服务年限。

(4) 工程设计和设备供货的资质需要规范

海水淡化技术是海洋资源利用技术的重要领域，海洋开发的特点是高投资、高风险和高利润。海水淡化的工程设计和设备供货是结合了多种海洋学科、材料与防腐等技术在内的综合技术，对工程设计和设备供货的厂商均应有严格的资质要求。海水淡化技术将是21世纪解决沿海城市和地区淡水不足的有效途径，许多企业看上了这一点，纷纷介入海水淡化和水处理行业，在推动了该行业技术进步的同时，也带来了无序竞争，使得海水淡化和水处理市场良莠不齐。

如果不加强管理，规范工程设计和设备供货的资质，建设单位从地区利益和眼前利益出发选择设备供货和工程设计单位的结果，将会对工程造成损失和制约行业的健康发展。

4. 反渗透预处理系统的设计

(1) 预处理系统的设计目标

经过预处理的原水进入反渗透膜系统。高效的反渗透膜系统要求操作压力低，膜造价小，而且保持脱盐率和回收率最大化。优化设计的标准和各个运行参数的重要性有关。比如我们希望的系统脱盐率达到了，但回收率的大小和许多因素有关。

一个反渗透系统的优先设计点和需要水量等参数有关，同时也受反渗透膜元件和原水的

自身特点的限制。举例说明，从难溶盐和胶体污染角度考虑，多段的反渗透系统回收率可能达到88%。一支膜元件流程的系统即使不会结垢且SDI为3.0～5.0没有问题，但系统回收率还是15%。

另一方面，海水淡化系统只有30%～45%的回收率，主要是因为浓水的渗透压高的原因。海水膜元件一般最高在69bar（$1bar=10^5Pa$）左右可长期运行。单支海水膜元件最高回收率只有10%左右，而且同等规模的海水系统膜用量比苦咸水系统多很多。

(2) 反渗透预处理系统的设计原则及综述

① 水中存在的难溶无机盐类成分的反渗透预处理系统设计　离子交换软化：此工艺在系统未选择投加有机阻垢剂时且原水硬度含量较低及有一定的钡、锶离子含量水源时，被经常采用。一般来说，目前此工艺在小型反渗透装置的预处理系统和用于饮用水净化的反渗透纯净水制备系统应用最多。

石灰软化辅助投加镁剂：此工艺在原水碳酸盐硬度和溶解二氧化硅含量较高的大型反渗透系统中往往被采用。一般来说，该方法可将原水碳酸盐硬度降低到100mg/L左右，与此同时原水中溶解的二氧化硅含量也可以去除50%～60%左右。此工艺在处理水质较差的地表水和工业循环水时应用居多。

给水中计量投加阻垢剂：由于该工艺对原水和现场条件的适用性强，实现自动控制容易，装置运行可靠，故此在大型反渗透系统和原水难溶无机物含量较高的系统中被广泛采用。目前在新建的反渗透系统中，投加的阻垢剂多见于国外进口产品，如美国ARGO公司的MDC-150/220/200和美国清力公司（KING LEE）的PTP-0100/2000。该类阻垢剂的共同特点是稀释及投加均十分方便，该药剂对水中的多种难溶物质均具有较高的分散能力，药剂生产厂商甚至可以保证在R/O浓水系统LSI或S&DSI指数高达+2.5～+3.0时仍不结垢，另外，$CaSO_4$、$SrSO_4$、$BaSO_4$、CaF_2的饱和度因此可以分别扩展2.3、8.0、60、100倍；并且有的阻垢剂与预处理系统中投加絮凝剂兼容（如MDC-150阻垢剂与MPT150型絮凝剂即相互兼容）。而在过去国内被作为阻垢剂经常使用的六偏磷酸钠，由于其具有溶解不便、受温度影响、不十分稳定、分散能力较差等缺点而正在被逐渐取代。另外，六偏磷酸钠水解后生成的磷酸根离子和磷酸盐垢，很可能成为原水中所含有微生物的营养剂，从而促进了微生物在反渗透系统内繁衍，这也是六偏磷酸钠正在被用户逐渐弃用的原因之一。无论是选用哪一种阻垢剂，在应用时均应特别注意其浓水系统中LSI和S&DSI值的控制，保证系统安全运行。

弱酸型阳离子交换脱碱软化：该法在原水含盐量较高和碱度成分高（占阴离子含量70%以上时）的大型反渗透系统中应用居多。但经过此工艺处理后，被处理水pH值较低（4～5），这样往往会由于反渗透系统的无机酸透过量增加，而使反渗透系统脱盐率较低；即便再对脱碳后的被处理水进行调节pH值处理或采用不脱除二氧化碳的工艺，其脱盐率也无法达到原来较为理想的水平。尽管如此，该工艺在高盐量、高碱度的水质条件情况下还是得到了较多的应用。

② 针对原水溶解硅含量较高的反渗透预处理系统设计　对此种水源条件下运行的反渗透预处理系统设计一般有如下几种方法：

在现场条件允许的情况下，通过系统内设置的换热器将给水温度调整至28～35℃左右，进而提高水中硅酸化合物的溶解度，并与控制系统水回收率的工艺设计相结合，来确保反渗透系统在运行过程中无硅胶垢形成。这是在工程中经常采用的方法。在此种条件下，一般应注意将反渗透浓水系统的二氧化硅的含量控制在150mg/L以下。

采用石灰预软化和投加镁剂（菱苦土）相结合的方法除硅。该方法可以将溶解在原水中的二氧化硅去除60%以上，另外，本工艺在用户实际操作时比较麻烦，故此工艺在小型水处理系统中应用很少，而在大型反渗透系统中被广泛采用。

投加硅分散剂。目前，由于进口硅分散剂的优越性能而导致该方法在国内最近开工的大型反渗透工程中已被广泛采用。在此类系统中，常见的是投加美国ARGO公司提供的MSI-300和美国KINGLEE公司提供的PTP-0100型号的药剂。从药剂供应商提交的技术文件和相关信息来看，在应用时，有的甚至允许反渗透浓水系统二氧化硅的含量达到240～290mg/kg左右。但对一个反渗透系统设计者来说，具体工程中反渗透浓水系统二氧化硅的所允许的最高含量，应根据具体投加药剂所允许的技术指标和符合现场条件的药剂投加计算软件的模拟结果而最终确定。

③ 针对原水含有金属氧化物的反渗透预处理系统设计　在预处理系统中设置对原水的预氧化工艺，然后通过混凝、沉降和砂滤或锰砂过滤等工艺，将原水中的铁、锰离子及其化合物去除。

在预处理系统中，增设石灰预软化和混凝、澄清、沉降的组合处理工艺，一般均可以将原水中的大部分金属氧化物去除。

采用电化学凝聚、沉降和多介质过滤的预处理组合工艺，也可将水中的绝大部分铁金属氧化物去除。

投加化学分散剂。在可以有效地防止无机盐结垢的同时，还可以防止一定量的金属氧化物在反渗透膜系统中的沉积。如在系统中投加美国ARGO公司的MDC-200化学分散剂。

④ 针对原水含有天然有机物的反渗透预处理系统设计　在预处理系统中，设置石灰预软化、混凝、澄清组合处理工艺，然后再通过多介质过滤和细砂过滤的工艺处理，以去除原水中的被吸附的天然腐殖质有机物。该工艺在地表水和循环水脱盐净化处理的大型反渗透预处理系统中被广泛采用。

在预处理系统中设置活性炭吸附过滤工艺，去除原水中尚存的有机物。该工艺在中小型反渗透预处理中被经常采用，尤其在纯净水生产和生活饮用水净化系统中应用最多。

在预处理系统中增设有机物清扫器工艺，以便较为彻底地去除原水中的有机物。该工艺在电子行业的超纯水系统和原水为江、河、湖水，水中有机物含量相对较多或成分也较为复杂的反渗透预处理系统中多被采用。

将微滤器（0.2μm）和超滤器（截留相对分子质量在6000～20000）作为清除有机物的预处理设备使用，该工艺在小型反渗透系统中被经常使用。

在预处理系统中以纳滤膜分离设备作为反渗透系统的预处理设备，可以将相对分子质量在200以上的有机物和微生物、病毒、热源去除。在二级海水淡化系统中和以地表水为水源的超纯水制备系统及生活饮用水净化系统中应用较多。

⑤ 针对原水是含有微粒和胶体的地表水的反渗透预处理设计　在预处理系统中设置石灰预软化工艺，并在澄清器中辅助投少量的铝酸钠，以增加澄清效果。

在多介质过滤或细砂过滤等预处理工艺环节之前，增设投加混凝剂/助凝剂、沉降、澄清等预处理组合工艺。

在反渗透膜分离系统之前，设置微滤或超滤预处理设备，以去除原水中该类污染物。

反渗透膜系统不允许有大于5μm的颗粒物质进入，因为反渗透给水中的颗粒物质在系统运行过程中会把反渗透膜的超薄屏障层滑伤，进而导致膜系统盐透过率增加和系统脱盐率下降。

⑥ 针对原水含有细菌及微生物或系统已有微生物滋长的反渗透预处理系统设计　在反渗透给水系统上间断投加被允许使用的非氧化性化学杀菌剂，如投加美国 ARGO 公司的 MBC881 和 MBC2881 或性能等同的其他非氧化性化学杀菌剂。

优化反渗透装置的结构设计，减少微生物的孳生地带；如在反渗透装置配管设计时，尽量减少水流死角；再如在设计系统连接管道时，尽量减少在停机时造成部分管道局部积水状态的高—低—高形式的设计和连接；在适当的管道低段增设排放阀等。

在处理湖、河及海水时，在预处理系统中设计投加硫酸铜（0.1mg/kg）工艺，以控制微生物、藻类的生长和污染。

一般来说，反渗透系统要求原水细菌总数要控制在 10000cfu/mL 以下。

⑦ 针对原水是稍差的城市自来水或自备水源的反渗透预处理系统设计　在预处理系统中考虑设置还原剂（亚硫酸氢钠）计量投加装置或设置活性炭吸附过滤器，用以消除给水尚存的自由氯，以防止由于水中氧化性物质的长期存在而导致的反渗透膜的表面活性层性能退化。一般来说，在小型反渗透系统中均选择设置活性炭过滤器，而在大型系统中一般都考虑在预处理系统中计量投加还原剂。

在选择系统需投加的阻垢剂品种时，应考虑所投加的阻垢剂与给水前期投加的絮凝剂和凝聚剂是否兼容。一般从历史上看，为了保证混凝效果，在之前一般以地表水为水源的自来水厂和自备水源系统中，都选用了投加阳离子絮凝剂，故此，在为反渗透系统选择阻垢剂时，一定要注意药品的兼容性，若一旦原水在预处理过程中使用了阳离子型絮凝剂，在后续反渗透系统中就要坚决避免使用阴离子型阻垢剂；若不能避免，则后续工艺投加阴离子阻垢剂就可能与过滤水中尚存的阳离子型絮凝剂发生反应，且由于药剂投加而形成的反应物会以胶体化合物的形式沉积在膜表面上，进而对反渗透膜形成污染。目前，在市场上一些国外药剂生产厂家一般都能提供与其阻垢剂相兼容的有机絮凝剂，如美国 ARGO 公司提供的 MPT150 絮凝剂与其提供的 MDC-150 阻垢剂就相互兼容，这样系统使用起来就特别安全。

⑧ 针对原水是处于还原状态（缺氧）且含有二价铁、锰和硫化氢及铵盐的反渗透预处理系统设计　当将反渗透系统处理处于还原状态、且含有铁锰离子的原水时，设计者更应该注意防止铁锰氧化物形成的膜污染。这是因为原水在经过预处理氧化工艺处理后，即当水中氧含量在 5mg/kg 以上时，二价铁、锰离子会变成不溶性氢氧化物的溶胶，虽然一般情况下通过混凝、沉降及介质过滤等组合工艺可将该类污染物去除，然而，在实际的反渗透水处理工程中，铁在反渗透膜系统中污堵的产生案例往往很多。多年的工程实践表明，当原水 pH 值为 7.7 以上时，即便反渗透给水中铁含量为 0.1mg/kg、且在 SDI 测试值小于 5 的情况下，也可能发生铁的膜污染问题，这是因为铁的氧化速率与铁含量，水中溶解氧的浓度及 pH 值等因素密切相关，所以在预处理系统中应注意对原水中铁离子含量的控制。工程实践证明，一般情况下，原水 pH 值较低时，反渗透给水中铁离子的允许含量可以稍高：在原水 pH 值$<$6.0，溶解氧含量$<$0.5mg/kg，原水铁含量在 4mg/kg 以下时，反渗透膜系统基本上不可能发生铁污染；当原水溶解氧含量在 0.5～5mg/kg，pH 为 6.0～7.0 时，水中铁离子的安全允许含量应在 0.5mg/kg 以下；当原水溶解氧含量为 5mg/kg 以上，且 pH$>$7.7 时，反渗透给水中的铁离子的安全允许含量仅为 0.05mg/kg。另外，在处理含铁的地下水对原水进行氧化处理时，请勿采用加氯工艺，因为水中的铁在被氯化时所形成的胶体铁很难去除，进而对反渗透膜形成污染。

地下水中硫化氢可以通过氯化及氧化的方法将之去除，但该方法的实际效果与被处理水源的 pH 值密切相关。在原水 pH 低于 6.4 时，原水加氯可使硫化氢转变成硫酸成分存在于

水中；但在原水 pH 值高于 6.4 时，在对原水氯化过程中，会有一部分硫化氢被氧化成胶体硫。工程实践证明：在 pH 为 7～10 时，两种反应成分约各占 50%。然而，一旦原水系统中有胶体硫形成就非常难以去除，其对反渗透膜的污染较大，所以在实际反渗透工程应用中要特别谨慎。

另外，也可以使原水在进入反渗透系统之前，采用脱气或气提的方法将原水中的大部分硫化氢去除。

⑨ 针对原水中可能含有微量油和脂的反渗透预处理系统设计　在反渗透给水中不能含有油和脂，因为原水中油和脂的存在均可能会使反渗透膜的芳香聚酰胺活性层在应用过程中发生化学降解，并引起膜性能的退化，同时，油脂在膜表面上的附着更容易使水中的其他污染物在膜表面滞留，从而引起反渗透膜的其他污染。

在进行反渗透系统设计时，当给水中油和脂的含量在 0.1mg/kg 以上时，就应根据具体情况选择油水分离、化学凝聚、活性炭吸附过滤或超滤膜分离等工艺对其进行去除。

第二节　海水淡化过程的理论耗能量的设计

随着国际上海水淡化技术的成熟和普及，海水淡化的单位成本也得以大幅下降。回想 30 多年前，在沙特运行的海水淡化装置，每吨淡水的生产成本一度高达 2 欧元（约相当于 20 元人民币）；到今天，法国威立雅水务工程公司（VEOLIAWATER）透露，以中国为例，这一成本已经可以下降到每吨 5.5～6 元。

在整个成本构成中，能源消耗约占 50%左右，融资成本以及人工、维护、配件成本各占 25%。

为降低成本，水电联产和热膜联产都得到了广泛的应用。所谓水电联产，就是利用电厂产生的蒸汽和电力，为海水淡化装置提供动力；热膜联产，则采取热法和膜法相联合的方式，满足不同用水需求，以最大限度地降低海水淡化成本。

截至目前，美国通用电气、法国威立雅、以色列 IDE 等世界水务巨头，都已经进入了中国海水淡化市场，但这一技术是否真正具有价格竞争力，至少短期之内仍是一个未知数。

一、我国海水淡化过程的能耗与成本

在海水淡化技术已成熟的今天，经济性是决定其广泛应用的重要因素。在国内，“成本和投资费用过高”，一直被视为是海水淡化难以大胆使用的主要问题，但实际上这是一个“认识”问题。

目前世界上常用的淡水取用方式主要有地下取水、远程调水和海水（苦咸水）淡化三种。开采地下水作为一个重要的开源措施，工程量小、成本低，这是很吸引人的优点，但地下取水受资源条件限制很大，而且许多地区多年来由于过度开采地下水，已形成地下漏斗，造成房屋倾斜，甚至导致了海水倒灌等环境危害，地下水的开采已经受到制约。

远程调水，目前并没有把工程投资费用以及被引水地区的间接经济损失计算在内，仅以日常运行费用、管理费计算其成本，这与真正成本相差很大。其实引水工程，除了巨额的投资之外，还要占用大量耕地，还存在被引水地区的环境危害等问题。如引黄济青（岛）工



程，占地达6.2万亩，还会造成黄河断流、植被破坏等生态环境问题，而生态环境的破坏在经济上是难以估量的。20世纪80年代实施的引滦入津工程，时至今日每立方米成本仍达2.3元左右，距离天津市民的用水价1.4元有0.9元的政府补贴。专家预测，南水北调工程实施后，长江水流到北京，按现行不变成本计算，综合成本在5元/m^3以上，甚至有专家预测每立方米将达20元。美国有资料认为，远程调水超过40km，成本将超过海水淡化。

对于海水淡化，能耗是直接决定其成本高低的关键。40多年来，随着技术的提高，海水淡化的能耗指标降低了90%左右（从26.4kW·h/m^3降到2.9kW·h/m^3），成本随之大为降低。目前我国海水淡化的成本已经降至4～7元/m^3，苦咸水淡化的成本则降至2～4元/m^3，如天津大港电厂的海水淡化成本为5元/m^3左右，河北省沧州市的苦咸水淡化成本为2.5元/m^3左右。如果进一步综合利用，把淡化后的浓盐水用来制盐和提取化学物质等，则其淡化成本还可以大大降低。至于某些生产性的工艺用水，如电厂锅炉用水，由于对水质要求较高，需由自来水进行再处理，此时其综合成本将大大高于海水淡化的一次性处理成本。可见，如果抛开政府补贴等政策性因素而单从经济技术方面分析，海水淡化尤其是苦咸水淡化的单位成本实际上是很有竞争力的。

几种淡水获取方式的成本比较

远程调水引滦入津：2.3元/m^3（直接成本）

南水北调：5～20元/m^3（到北京平均水价）

海水淡化水：4～7元/m^3（综合成本）

苦咸水淡化水：2～4元/m^3（综合成本）

在我国，由于受计划经济的影响，长期以来一直没有良性的水价形成机制，自来水的价格与价值严重背离，政府负担着巨额补贴，自来水的价格普遍偏低，目前自来水的价格一般为1.5～2元/m^3，随着淡化技术的不断进步和产业化规模效益的显现，海水（苦咸水）淡化的成本将会越来越低。

2000年10月我国在南水北调座谈会上提出："要建立合理的水价形成机制，逐步较大幅度提高水价，充分发挥价格杠杆的作用"。随着淡水资源的日趋缺乏，各个城市节水措施已经出台，实行自来水限量使用，超标加价。由此可以预见，在不久的将来，一方面海水淡化成本不断降低，另一方面自来水的价格不断上涨，两者将越来越接近，自来水价格甚至将高于苦咸水淡化的成本，海水淡化的成本问题将得以解决。成本问题的解决将会对海水淡化的广泛应用及产业化进程产生极大的促进作用。

能源使用与成本：在生产淡化水上，能源代表了单独的最大部分的直接成本。过去10多年来，淡化技术上的进步明显降低了生产一定数量淡水所需的能源量，但能源耗费仍占到了淡化成本的1/3～1/2。结果，淡化成本相对容易受能源成本影响，据估计，如每千瓦时电价差一分，生产一英亩-英尺（灌溉水量单位，相当于43560立方英尺，1英尺＝0.3048m）淡化水的成本将差50美元。例如，使用每千瓦时0.05美元的电来淡化一英亩-英尺的水需要花费800美元，当电成本涨到0.10美元时，淡化相同量的水将花费1050美元。

由于具有溶解固体的高浓度，一般海水比盐水淡化更昂贵。盐水的盐度在5‰～20‰，淡化需要的能量一般比海水少，海水盐度通常高于20‰。

淡化还需花费能量把水传送给它的最终用户。这一成本几乎与所有的水源一样，因为水是相对较重的商品，需要对它进行抬高或者长距离的抽水，对许多水系统而言，这些能源成本都是单独的最大的花费。因为布局在沿海的海水淡化设施通常布局在水服务区的最低海拔

处，它们具有明显的抬升和分配成本使水到达最终用户。

淡化设备的全日运转还是时而运转：时而运转的设备或者只是提供支持供给的设备在生产每英亩-英尺淡化水时可能有更高的成本，因为即使设备不运转的时候也必须支付资本与维护费。

其他变量可能包括那些容易确定的成本与收益，如销售税或是补助金、基金赠予等金融激励机制，还有就是更容易确定的考虑如支付给水承办商、可靠供应的最终用户和对未来供应增加控制的利润，以及处理、储藏和其他来源的运输等可避免的成本。

二、海水淡化过程的经济性比较

1. 电力价格和蒸汽价格

经济性比较以现行的实际电力价格和蒸汽价格计算才有意义。目前，我国各地的电力价格和蒸汽价格有所差别，举例如下：

天津市实行的电价为：大工业用电 0.5773 元/(kW·h)，一般工商业用电 0.7603 元/(kW·h)，非居民照明用电 0.8393 元/(kW·h)，居民用电 0.49 元/(kW·h)。

深圳市按用电类别定价，分峰、平、谷电价。2008 年 7 月 1 日执行下列标准：居民 0.68 元/(kW·h)，大量用电（工业）0.3294～1.0644 元/(kW·h)，高需求用电（工业）0.3144～0.9544 元/(kW·h)，普通工业用电 0.4094～1.2944 元/(kW·h)［平价 0.8244 元/(kW·h)］。

北京市冬天供暖按每平方米每季 24 元收费。青岛从 2005 年起执行下列采暖收费标准：居民采暖期每平方米 24 元，按流量计费时每吨蒸汽 123 元。

2. 膜法和热法的处理工艺

反渗透海水淡化处理工艺采用沉淀池＋叠片式过滤器＋超滤＋反渗透海水淡化本体系统（含保安过滤器、高压泵、能量回收装置、增压泵等）。

低温多效蒸发器海水淡化处理工艺采用沉淀池＋隔网过滤器＋离子捕捉器＋低温多效蒸发器本体海水淡化系统。

上述海水淡化系统的处理工艺是成熟、可靠的，以系统生产淡化水 10 万吨/天的规模进行经济比较。

3. 膜法和热法的经济性比较

运行成本由药品消耗费、电力消耗、热力消耗、工资福利费用、检修维护费、膜元件更换费用等组成；综合经营成本由运行成本、流动资金贷款利息、固定资产折旧费用、银行贷款利息等组成。综合经营成本与工程动态投资费用有关，工程动态投资费用由设备投资、建设期贷款利息、土建及地基处理费用等组成。

由于土建及地基处理费用与业主要求的建设标准有关；流动资金贷款利息、固定资产折旧费用、银行贷款利息、建设期贷款利息与业主的财务运作有关，因此，仅对膜法和热法的运行成本进行测算，这也能极大反映综合经营成本，足以对膜法和热法的经济效益做出正确的判断。

(1) 低温多效蒸发器海水淡化工艺运行成本

目前天津北疆电厂安装的 10 万吨/天低温多效蒸发器是有代表性的、在热法中也是先进的。以该厂 10 万吨/天的海水淡化厂为例进行运行成本测算（计算参数采用深圳的实际数据）。



当蒸汽的价格以160元/吨（深圳价格）计算时，运行成本为13.2233元/吨；当蒸汽的价格以123元/吨（青岛、北京价格）计算时，运行成本为10.8203元/吨。若以余热、废热价格计算（假定70元/吨），运行成本为7.38元/吨。此外，测算一下首钢京唐钢铁厂海水淡化系统的热力消耗。该厂低温多效蒸发器的总产水量为50000m^3/d，由4×12500m^3/d组成，每套效数为7。每套蒸汽量需1368t/d（10.3MPa压力下）。如按蒸汽价格123元/吨计，仅热力消耗费用为13.46元/吨；按余热或废热蒸汽价格70元/吨（假定）计，则仅热力消耗费用为7.66元/吨。这就是为什么蒸发法海水淡化系统在国外大多使用在有余热或废热的地方。也可知黄岛电厂停运3000t/d低温多效蒸发器的原因。

10万吨/天低温多效蒸发器海水淡化工艺工程动态投资中设备投资部分为1.2亿美元（折合人民币约8.4亿元），但不包括：海水淡化系统内75kW以上电机的控制（PC柜）及所有电缆、电缆桥架（导管）、系统照明、土建、沉淀池以及设备安装。

(2) 反渗透海水淡化处理工艺运行成本

反渗透海水淡化处理工艺运行成本为4.6533元/吨。如果不按深圳普通工业用电0.8244元/(kW·h)（平价）计，而按深圳某电厂上网电价0.56元/(kW·h)测算，则10万吨/天反渗透海水淡化处理系统的电力消耗费用为1.88元/吨，相应的运行成本为3.7649元/吨，比以深圳普通工业用电0.8244元/(kW·h)（平价）测算的运行成本4.6533元/吨下降0.89元/吨。相信此时综合经营成本不会超过5.3元/吨。这也是大型市政海水淡化厂与沿海电厂联建的优势之一。10万吨/天反渗透海水淡化处理工艺工程动态投资不超过5亿元。

通过以上分析比较说明，低温多效蒸发器海水淡化系统的工程动态投资比反渗透海水淡化系统的高很多，前者运行成本也比后者高很多。因此，当要考虑海水淡化运行成本和一次投资成本时，毫无疑问应该首选反渗透海水淡化处理工艺。当海水淡化水作为市政饮用水销售时，反渗透海水淡化处理工艺更是最优的选择。

三、去硼膜减少了反渗透海水淡化的费用

在海水淡化领域，世界卫生组织（WHO）要求饮水中硼的含量在0.5mg/L以下，此要求影响了反渗透海水淡化（SWRO）工艺过程的设计，因为要达到这样的要求有相当难度。

最近，SWRO产水的水质由于高脱盐率的膜元件的开发而有了明显的改善。国外一些公司的SWRO元件展示了很好的脱盐性能，平均脱盐率达到99.8%，硼的脱除范围也达到了91%～93%，这是商品化的SWRO的最高水平。装备了这样高水平膜的SWRO装置在世界上已有很多。

然而，即使有这样高水平的膜，要达到WHO的硼浓度0.5mg/L的要求仍有困难。目前有两种后处理方式可帮助SWRO的硼去除。

首先，是苦咸水反渗透（BWRO），它可以降低渗透液中的硼，但在中性的pH下，BWRO没有这样高的硼去除率，因此，通常要加碱，提高硼离子的解离来提高硼的去除率。但是，这样一来又遇到了新的问题，那就是这样调节出来的pH范围，又不适宜于RO膜的耐久性pH值在10或11以下的要求。为此，像以色列Ashklon工厂就提出了一个带pH调节的三级BWRO过程的整体系统。

第二个过程是硼吸附，吸附剂是使用正甲葡糖胺为官能团的树脂。它的性能很好，但再生费用很高。只有在吸附剂的负荷小的情况下，才是经济的。因此，就提出了BWRO和吸附平行的过程，这样既减少了费用，又能灵活地降低硼的量。

第三节　海水淡化技术和苦咸水淡化技术与设计

一、中东海湾国家、北美地区的技术情况

1. 中东海湾国家近期技术状况

海水淡化技术的发展与工业应用，在国外已有半个世纪的历史，在此期间形成了以多级闪蒸、反渗透和多效蒸发为主要代表的工业技术。专家普遍认为，今后三四十年在工业应用上，仍将是这三项技术“唱主角”，但反渗透的比重将越来越大。从地区上来讲，中东海湾国家仍将以多级闪蒸为首选，因为它具有大型化和超大型化（单台设备产水量目前已高达日产淡水 4 万～5 万吨）、适应于污染重的海湾水以及预处理费用低的优势；然而在中东以外地区将以反渗透或膜法为首选，因为膜法的能耗和成本都具有优势，以北美地区为例，近期的发展已经表明，在淡化和水处理方面都将以膜法为主。

2. 北美地区应用与发展技术状况

北美地区各种淡化方法和净水方法的应用与发展情况，从装置规模来说，单机日产 4 万～5 万吨、或总日产 30 万～40 万吨的淡化厂已相继在多处建成或正在兴建。所以大型或超大型化不仅在北美地区和中东其他地区也都是自然的发展趋势。然而建设大型淡化厂的前提在于能源基地的建设。

3. 核能淡化和组合集成技术状况

一般对于膜法，自然要有电力支持，对于蒸馏法则要有大型火电站所提供的低压蒸汽与淡化装置相匹配，而且电/水生产必须联合设计，协调运行。目前一个受人重视的能源措施是核能淡化。核电站可以支持大型反渗透淡化厂的能量需求；而低温核供热反应堆则可以直接为蒸馏淡化厂提供低压蒸汽。核能淡化厂自然都要求较大的生产规模才可能发挥其规模效益优势。

淡化技术本身的研究开发和更新从来没有停止过，尽管上述三项工业应用技术发展势头不减，但一些新的技术也在一定程度上受到重视，如冷冻法、流通电容吸附法、露点蒸发法以及几种方法的集成技术等。

现有淡化技术的各个环节也都在不断改进和更新，如低压膜法预处理技术，无论对反渗透还是蒸馏法，都比传统预处理优越。膜法预处理既可以缩短工艺，又可以大幅度提高产水率或造水比。反渗透的余压能回收效率从 20 世纪 70 年代的 30%提高到现在的 90%以上，这使得海水反渗透的耗能量和淡水成本大幅降低。目前各种新型高效和廉价的能量回收装置相继出现，这为今后海水淡化成本的进一步降低甚至在苦咸水反渗透中广泛采用提供了条件。

目前，国际上海水淡化厂的浓盐水排放基本上都是冲稀后直接排海，一般来说还没有出现大的环境问题，但也引起环境专家和渔业界的关切。然而对于一些封闭或半封闭海域（如我国渤海等），排盐问题可能需要慎重研究，特别是当淡化规模很大时。因此研究用浓盐水晒盐和化学资源的提取可能有助于这一问题的解决。这样将可能带来一些附加效益，而且还有可能缩减当前的滩晒盐田。这尚需要做大量实实在在的研究工作。

二、海水淡化技术近期的技术进展

地球上的淡水资源危机今后将愈加严重，而海水淡化是解决水题目的唯一途径。海水淡

化的成本是人们最关心的题目，鉴于自来水价格很低，因此淡化成本就不能太高。淡化水的成本是个很复杂的题目，它不仅与淡化方法有关，而且与工艺设计、选材、给水和淡化的水质、比能耗、地理、当地能源价格、投资来源、治理体制有密切关系。比较各种淡化方法，反渗透淡化法的投资费和运行费都是低的。预计反渗透技术将是21世纪海水淡化的主要方法。

21世纪海水淡化的主要方法是获得生命所必需的安全用水。这在《21世纪议程》中得到了强调，在《约翰内斯堡执行计划》中得到了重申，后者认可了到2015年将无法获得安全饮水和基本环境卫生的人数减少一半这一千年发展目标。联合国大会在2005年3月22日发起了2005～2015年国际“生命之水”十年，从而特别承认了淡水的重要性。

1. 海水淡化的主要方法的技术进展状况

海水淡化就是要将高盐度的海水通过一系列的过程转变为低盐度的海水。如下是目前海水淡化的主要方法的进展状况。

① 真空冷冻-汽相冷凝海水淡化新技术是依据海水的三相点理论，使海水同时蒸发与结冰的一种低能耗，轻腐蚀结垢的海水淡化方法。

② 蒸馏法工艺简单易于实现，但存在能耗多、成本费用高的缺点。

③ 反渗透海水淡化方法是膜分离法的一种，即利用反渗透膜的分离作用使海水脱盐，过程中不存在相变，因此与蒸馏法相比能耗较低，有着很大的发展前途，成为世界高科技竞相开发的热门。

随着海水淡化技术的进步及成本的大幅度下降，世界各地正在兴建或计划兴建很多大型海水淡化工厂，一个海水淡化的新时代已经来临。

(1) 真空冷冻及其发展现状

冷冻法，即冷冻海水使之结冰，在液态淡水变成固态冰的同时盐被分离出去。冷冻法与蒸馏法都有难以克服的弊端，其中蒸馏法会消耗大量的能源并在仪器里产生大量的锅垢，而所得到的淡水却并不多；而冷冻法同样要消耗许多能源，但得到的淡水味道却不佳，难以使用。

① 真空冷冻原理　海水三相点是使海水汽、液、固三相共存并达到平衡的一个特殊点。若压力或温度偏离该三相点，平衡被破坏，三相会自动趋于一相或两相。真空冷冻法海水淡化正是利用海水的三相点原理，以水自身为制冷剂，使海水同时蒸发与结冰，冰晶再经分离、洗涤而得到淡化水的一种低成本的淡化方法。与蒸馏法、膜法相比，能耗低，腐蚀、结垢轻，预处理简单，设备投资小，并可处理高含盐量的海水，是一种较理想的海水淡化法。国外早在20世纪60年代就已开始研究，但目前为止尚没有贸易化，主要原因在于过程中产生的三相点蒸汽难以去除和冰晶的输送、洗涤较难。华东理工大学研究开发的真空冷冻-汽相冷凝海水淡化技术采用低温金属表面，使三相点蒸汽直接冷凝成冰的方法，成功地解决了蒸汽的去除问题，并在实验室完成了小型试验装置。真空冷冻-汽相冷凝海水淡化技术工艺包括脱气、预冷、蒸发结晶、冰晶洗涤、蒸汽冷凝等步骤，淡化水产品可达到国家饮用水标准。

② 工艺研究

a. 脱气　由于海水中溶有的不凝性气体在低压条件下将几乎全部开释，且又不会在冷凝器内冷凝。这将升高系统的压力，使蒸发结晶器内压力高于二相点压力，破坏操纵的进行。显然减压脱气法适合本系统。

b. 预冷　海水脱气后可与蒸发结晶器内排出的浓盐水和淡化水产生热交换，预冷至海水的冰点。

c. 温度和压力　它们是影响海水蒸发与结冰速率的主要因素。

d. 冰-盐水是一固液系统　普通的分离方法均可使冰-盐水得到分离，但分离方法不同，得到的冰晶含盐量也不同。实验结果表明减压过滤方法得到的冰晶含盐量比常压过滤方法得到的冰晶含盐量低得多。

e. 蒸汽冷凝　在蒸发结晶器内，除海水析出冰晶以外，还将产生大量的蒸汽，这些蒸汽必须及时移走，才能使海水不断蒸发与结冰。

(2) 蒸馏法海水淡化及其发展现状

① 蒸馏法原理　把海水加热使之沸腾蒸发，再把蒸汽冷凝成淡水的过程即为蒸馏法。蒸馏法是最早采用的淡化法，其优点是结构简单、操纵轻易，所得淡水水质好等。蒸馏法有很多种，如多效蒸发、多级闪蒸、压气蒸馏、膜蒸馏等。

② 蒸馏法特点　多效蒸发是一种较早应用的海水淡化法，由于结垢和腐蚀等问题，后被多级闪蒸法所取代。

a. 多级闪蒸　多级闪蒸是一种在20世纪50年代发展起来的海水淡化法，其原理是海水经过预热后，进入闪蒸室，该闪蒸室的压力低于将要进入的盐水所对应的饱和蒸气压力，盐水进入后即因过热而进行闪蒸。闪蒸出的蒸汽冷凝后即为淡水。由于它的安全可靠，因此发展迅速，中东很多产油国所建的海水淡化工厂，大多采用多级闪蒸法，并且与发电厂结合。如阿联酋建造了世界上最大的多级闪蒸海水淡化厂，就是与发电厂联合生产。

b. 压汽蒸馏　利用机械压缩机把蒸汽压缩、升压和升温（温度升高10℃左右），并作为加热和使海水蒸发的热源，因此压汽蒸馏在运行后不需外部提供加热蒸汽，靠机械能转化为热能，过程效率高、比能耗低，而且过程不需冷却水，结构紧凑，但压汽机造价较高，容易腐蚀、结垢，难于更大规模应用。

c. 膜蒸馏　热海水接触憎水微孔膜，由于膜另一侧温度较低，相应的饱和蒸气压亦低，膜面上的海水蒸发并透过膜的微孔到低压侧并在冷凝面凝聚为纯度较高的淡水。膜只起到汽水分离器和增加蒸发面积的作用。

(3) 电渗析法海水淡化及其发展现状

电渗析是利用具有选择透过性韵离子交换膜在外加直流电场的作用下，使水中的离子定向迁移，并有选择地通过带有不同电荷的离子交换膜，从而达到溶质和溶剂分离的过程。电渗析主要有频繁倒机电渗析（EDR）、填充离子交换树脂电渗析，电渗析过程对不带电荷的物质如有机物、胶体、细菌、悬浮物等无脱除能力。因此电渗析用于淡化制备饮用水不是最理想的方法。

① 基本原理和特点及适用范围

电渗析器中交替排列着许多阳膜和阴膜，分隔成小水室。当原水进入这些小室时，在直流电场的作用下，溶液中的离子就作定向迁移。阳膜只允许阳离子通过而把阴离子截留下来；阴膜只允许阴离子通过而把阳离子截留下来。结果使这些小室的一部分变成含离子很少的淡水室，出水称为淡水。而与淡水室相邻的小室则变成聚集大量离子的浓水室，出水称为浓水。从而使离子得到了分离和浓缩，水便得到了净化。

电渗析和离子交换相比，有以下异同点：

a. 分离离子的工作介质虽均为离子交换树脂，但前者是呈片状的薄膜，后者则为球形的颗粒。



b. 从作用机理来说，离子交换属于离子转移置换，离子交换树脂在过程中发生离子交换反应。而电渗析属于离子截留置换，离子交换膜在过程中起离子选择透过和截阻作用。所以更精确地说，应该把离子交换膜称为离子选择性透过膜。

c. 电渗析的工作介质不需要再生，但消耗电能；而离子交换的工作介质必须再生，但不消耗电能。

电渗析法处理废水的特点是：不需要消耗化学药品，设备简单，操作方便。

② 电渗析法在海水淡化工程中的应用特点

电渗析法最先用于海水淡化制取饮用水和工业用水，海水浓缩制取食盐，以及与其他单元技术组合制取高纯水，后来在废水处理方面也得到较广泛应用。

在废水处理中，根据工艺特点电渗析操作有两种类型：一种是由阳膜和阴膜交替排列而成的普通电渗析工艺，主要用来从废水中单纯分离污染物离子，或者把废水中的污染物离子和非电解质污染物分离开来，再用其他方法处理；另一种是由复合膜与阳膜构成的特殊电渗析分离工艺，利用复合膜中的极化反应和极室中的电极反应以产生 H^+ 和 OH^-，从废水中制取酸和碱。

目前，电渗析法在废水处理实践中应用最普遍的有：

a. 处理碱法造纸废液，从浓液中回收碱，从淡液中回收木质素；

b. 从含金属离子的废水中分离和浓缩金属离子，然后对浓缩液进一步处理或回收利用；

c. 从放射性废水中分离放射性元素；

d. 从芒硝废液中制取硫酸和氢氧化钠；

e. 从酸洗废液中制取硫酸及沉积重金属离子；

f. 处理电镀废水和废液等，含 Cu^{2+}、Zn^{2+}、Cl(Ⅳ)、Ni^{2+} 等金属离子的废水都适宜用电渗析法处理，其中应用较广泛的是从镀镍废液中回收镍，许多工厂实践表明，用这种方法可以实现闭路循环。

(4) 海水反渗透淡化及其发展现状

反渗透海水淡化是一种以压力为驱动力的膜分离过程，是当今海水淡化领域研究、开发的热门。

① 反渗透法的基本原理及特点　用一种选择透过性膜将一个容器分为两半，在膜的两侧同时分别加入纯水和盐水，使膜两侧的液面一样高，过了一定时间后会发生盐水侧的液面在升高，纯水侧的液面在下降，这是由于水分子透过半透膜向盐水侧迁移的结果，这种现象称为渗透。

能够对水或溶液具有选择透过性的膜称为半透膜。如果在浓溶液一边加上适当的压力，则可使渗透停止。当稀溶液向浓溶液的渗透停止时的压力称为渗透压。反渗透则是在浓溶液一边加上比自然渗透更高的压力，扭转自然渗透方向，把溶液中的离子压到半透膜的另一边，这与自然界的正常渗透过程相反，故称之为“反渗透”，这种装置称为反渗透装置。

反渗透方法可以从水中除去 90%以上的溶解性盐类和 99%以上的胶体微生物及有机物等。与其他水处理方法相比具有无相态变化、常温操作、设备简单、效益高、占地少、操作方便、能量消耗少、适应范围广、自动化程度高和出水质量好等优点。尤其以风能、太阳能作为动力的反渗透净化苦咸水装置，是解决无电和常规能源短缺地区人们生活用水问题的既经济又可靠的途径。反渗透淡化法不仅适用于海水淡化，也适合于苦咸水淡化。现有的淡化法中，反渗透淡化法是最经济的，它甚至已经超过电渗析淡化法。由于反渗透过程的推动力是压力，过程中没有发生相变化，膜仅起着“筛分”的作用，因此反渗透分离过程所需能耗

较低。在现有海水和苦咸水淡化中，反渗透法是最节能的。反渗透膜分离的特点是它的“广谱”分离，即它不但可以脱除水中的各种离子，而且可以脱除比离子大的微粒，如大部分的有机物、胶体、病毒、细菌、悬浮物等，故反渗透分离法又有广谱分离法之称。

② 国际反渗透淡化技术与设计　目前反渗透膜的脱盐率高于 99.3%，透水通量大大增加，抗污染和抗氧化能力不断进步。反渗透海水淡化的技术进步表现在如下方面：

a. 反渗透膜的性能明显进步　目前的反渗透复合膜系采用芳香族聚酰胺的材料，特征水通量是 1978 年的 2 倍，盐的透过率大约是 1978 年的 1/4。

b. 功交换器的研制成功　一种新型能量回收装置已经成功地用于海水反渗透淡化系统上，这种交换器是 1998 年反渗透海水淡化技术的一个新里程碑。

c. 段间能量回收透平的成功应用　段间能量回收透平适合于盐含量较低的海水淡化系统，它可以增加系统的产水量或降低系统的能量消耗。

d. 微滤技术用于海水预处理　采用微滤（或超滤）作为海水反渗透的预处理，不需加进絮凝剂、杀菌剂和余氯脱除剂等化学药品，同时也省略了保安过滤器，此技术由于改进了进水水质，不仅延长了反渗透膜的使用寿命，而且有助于提高系统的回收率、降低运行费用。

e. 纳滤技术在预处理中的应用　沙特阿拉伯的 SWCC 公司成功地开发出纳滤（NF）作为海水的预处理技术，用于脱除硬度和总溶解固体，从而改进海水反渗透的操纵压力和系统的回收率，保证膜组件的运行安全。

f. 淡化成本的明显下降　由于膜的性能不断进步，高压泵和能量回收装置的性能持续进步，各种预处理新工艺的不断提出，促使设备的运行治理更为简单；更由于国际市场一体化的倾向，加大了海水淡化工程公司之间的竞争，使得设备的投资费用不断降低，从而使反渗透海水淡化的造水成本不断下降。

③ 国内反渗透海水淡化工程与设计　目前，国内海水所用反渗透复合膜均从国外进口，国产反渗透膜与国外产品还存在一定的差距。反渗透膜是海水淡化的核心，其国产化与产业化若不能解决，势必影响我国此领域将来的发展。淡化技术的关键在于反渗透膜具有较大的透水性和脱盐率，目前在海水淡化中使用的反渗透膜主要有醋酸纤维素系列膜（CA）和聚酰胺系列膜（PS）。它们均由有机高分子构成，固然具有制作工艺简单、成本低等优点，但应用于海水淡化领域也存在着一些不足，如化学稳定性差、机械强度低等。这些缺陷限制了反渗透法处理海水技术的实用化和产业化。无机材料本身性能的优势，使得无机膜替换有机膜应用在这方面成为可能。预计反渗透技术将是 21 世纪海水淡化的主要方法，专家普遍以为反渗透海水淡化具有投资费用省、能耗低等优点。

(5) 反渗透的一些重大的创新技术

40 多年来，RO 从一个概念，至实验室最终成为目前脱盐技术中的佼佼者，是大量创新的思维，创新的技术编织而成的结果。RO 技术可认为已接近发展的顶峰期，但仍有相当大的余地可进一步发展，特别是集成工艺方面，将是 RO 发挥更大优势的主要方向。

① 反渗透膜的进步　在反渗透膜发展的历史中，不对称膜和复合脱的研发是创新的两个范例。

a. 不对称膜　Loeb 和 Sotrirajan 于 1960 年制得了世界上第一高脱盐率，高通量，不对称醋酸纤维素（CA）反渗透膜，其创新在于，以往的膜皆为均相致密膜（约 0.1mm 厚），传质速度极低，无实用价值，而不对称膜仅表皮层是致密的（约 0.2mm 厚），就这一点，使传质速度提高了近 3 个数量级，目前通用的 CA 反渗透膜多用于表面水处理，表 2-1 给出了其基本的 CA 反渗透膜性能。



表 2-1　通用的 CA 反渗透膜的性能

膜类型	测试条件			膜性能	
	海水浓度/(mg/L)	操作压力/MPa	温度/℃	水通量/(L/m²·h)	脱盐率/%
CA	1500	1.6	25	12.5	96

b. 复合膜　不对称膜在高压下中间过渡层有压密现象，使水通量下降，为此在 1963 年提出了复合膜的概念，其创新点在于膜的脱盐层和支撑层分别由优选的材料来制备，如脱盐层（约 0.2mm 厚）是芳香族聚酰胺，支撑层是聚砜，这使膜的性能进一步提高，表 2-2 给出了复合膜的典型性能。

表 2-2　复合膜的典型性能

膜类型	测试条件			膜性能		
	海水浓度/(mg/L)	操作压力/MPa	温度/℃	水通量/(L/m²·h)	脱盐率/%	商品化时间
TW	2000	1.6	25	40	98	1980
TW	2000	1.6	25	40	98	
BW	2000	1.6	25	40	98	1985
SW	3500	5.7	25	34	99.1	
高脱盐型	3500	5.7	25	34	99.5	1990
超低压型	500	1.0	25	59	98	1995
抗污染型	1500	1.6	25	50	98	

② 膜组器技术的不断发展　反渗透膜组器技术的创新，使膜的性能得以充分地发挥，这里特别提出的是中空纤维反渗透器和卷式反渗透元件。

a. 中空纤维反渗透器　经过多年的研究开发，1970 年美国 DuPont 公司推出 B—9 型苦咸水脱盐用中空纤维反渗透器，作为重大化工进展而获得 1971 年美国化工学会奖。其特点是：一支直径 4 英寸（1 英寸＝0.0254m）的反渗透器可内含 90 万条 $\phi 84\mu m$，$\phi 142\mu m$ 的中空纤维，表面积达 150m²，在 2.6MPa 下苦咸水脱盐可达 8m³/d 以上。

b. 卷式反渗透元件　同样地，自提出卷式元件概念，经多次更新换代，卷式元件于 20 世纪 70 年代中商品化，其构思是数个膜对绕中心多孔产品水管卷起来，呈筒状，其中，膜对是由两张膜（脱盐层向外）和置于中间的产水流道布组成，除靠中心多孔产品水管的一边外，其他三边都用黏合剂密封；使用时，将其放入压力容器中，这一构型使膜片的使用和生产（特别是复合膜）得以急剧扩展。

目前广泛使用的组件就是上述的这两种，中空纤维组件堆砌密度达 10000m²/m³，卷式元件的达 1000m²/m³，虽然后者堆砌密度低些，但对进水预处理的要求不像中空纤维组件那么严。目前广泛应用的中空纤维组件有 DuPont 公司的芳族聚酸胺产品（如 B—10 型 6845TR，产水量约 26m³/d）和日本东洋纺的三醋酸纤维素产品（如 HR8355，产水量约 12m³/d）。卷式元件多由美、日的数家公司生产，如美国的 Filmtec 和 Hydranautics，日本的 Nitto 和 Toray 等，现多用复合膜制作，且以直径为 8 英寸的居多（一般产水量约 20m³/d）。

③ 关键设备的不断改进　与此同时，膜脱盐用的关键设备，如高压泵和能量回收装置也得到快速的发展。除高压泵的品种和型号不断增多，容量不断增大，以及效率不断提高之外，特别应提及的是能量回收装置，反渗透海水淡化所以能成为有竞争力的过程，能量回收装置的作用功不可没。

第一代能量回收装置是与高压泵电机主轴相连的涡轮机，用脱盐后的高压浓海水冲击来回收能量，效率约 50%；第二代产品是水力涡轮增压器，其优点是不必与泵的主轴相连，安装方面，效率也在 50%左右；第三代产品为功或压力交换器，将压力由浓海水传给新进的海水，效率大于 90%，这样反渗透海水淡化的本体耗电降到 3kW・h/m^3。

④ 工艺过程的持续开发　据反渗透膜和组器技术的进步，SWRO 工艺也不断地发展，主要工艺过程如下：

a. 二级海水淡化工艺　20 世纪 70 年代商用 RO 膜脱盐率仅在 95%～98%时，为了从海水中制取饮用水而采用此工艺，第一级的产水（约 2000mg/L），再经第二级进一步淡化为饮用水，第二级的浓水返回第一级作为部分进水，显然该过程能耗是高的，约为 10kW・h/m^3 以上。

b. 一级海水淡化工艺　20 世纪 70 年代末，特别是 20 世纪 80 年代中期以后，RO 膜的脱盐率达 99.2%以上，这为一级 SWRO 创造了条件。海水经一级 RO 后，产水即为饮用水（300～400mg/L），水回收率 30%～35%。

c. 高压一级海水淡化工艺　这是近年来，为了进一步提高回收率而提出的新工艺之一。通常一级 SWRO 的操作压力在 5.5MPa，而若提高到 8.4MPa 下操作，则可达 60%的回收率，这样海水预处理就省了，试剂用量少了，能耗也低了，新建的 SWRO 厂可采用该工艺。

d. 高效两段法　这也是提高回收率的新工艺，这是一级两段工艺的改进，在两段间设增压部分，第一段的浓海水经增压和最终的能量回收部分相结合进入第二段，这也可使回收率达 60%。该工艺不仅适合于新建的 SWRO 厂，且可将以前的一级 SWRO 厂增设第二段，变其产量增加一半。

另外沙特海水转化公司的研发中心提出纳滤-蒸馏（NF-RO）的新工艺；也有人提出利用深海的静压力进行 SWRO 淡化，相似地，上海一环境公司提出用人造水柱的静压力进行 SWRO 淡化等。

(6) 反渗透 SWRO 技术的延伸

① RO 脱盐技术　除 SWRO 淡化，解决沿海地区和岛屿用水紧张状况之外，RO 广泛用于苦咸水淡化以及纯水和超纯水的制备，并成为最经济的工艺过程。其中，纯水和超纯水的制备约占 RO 市场的 70%～80%，涉及电子、电力、化工、石化、医药、饮料、食品、冶金等行业；苦咸水淡化将在西部大开发中进一步发挥作用。

② RO 预浓缩技术　在膜下游获得淡水的同时，上游料液被浓缩，由于渗透压的限制，将无机盐和小分子物质浓缩到 10%左右是经济的，这已在化工、医药、食品和中草药等领域得以应用，在环保方面，RO 也用于电镀、矿山、放射、垃圾渗滤等废水的浓缩处理，水回用或达标排放。

③ RO 集成工艺　RO 膜过程有其特点也有其限度和使用要求，为了发挥 RO 的优势，采用集成膜过程是十分重要的。如上述的纯水和超纯水制备、物料的浓缩、海水的全利用等基本上都是 RO 与其他技术集成的。RO 发挥了其脱盐和预浓缩的作用。

④ 纳滤（NF）　纳滤膜和工艺都是在 RO 膜和工艺研发的基础上形成的，NF 膜的孔径在纳米级，其对单价盐类易透过，而对多价盐和相对分子质量 1000 以下的物质截留率很高，这一特点，决定了其在饮用水净化、水软化及生物、医药、化工等行业的分离、净化和浓缩中的广泛应用，成为改造传统生产工艺，开发新工艺过程方面的一项重要技术。

⑤ 海水淡化的技术经济评价　海水淡化的技术经济评价是正确把握技术方案的重要环节之一，在大多数情况下是决定性的。该评价是在统一可比的条件下，对各方案进行综合分



析，既考虑技术上的先进、高效、可靠性、安全、简便和灵活等，又要考虑经济上的节能降耗、投资省、成本低、人工少等，还应考虑环境因素，如是否有三废和处理措施及对环境的影响等。

严格按照技术经济评价的原则、标准和方法，遵循评价采用的各个步骤，在技术经济综合分析的基础上，确定各方案的优劣并提出取舍意见。

三、苦咸水淡化技术的进展

1. 苦咸水的基本概念

我国苦咸水（图 2-2）主要分布在北方和东部沿海地区。农村饮用苦咸水的人口有 3800 多万人。苦咸水主要是口感苦涩，很难直接饮用，长期饮用导致胃肠功能紊乱，免疫力低下。



图 2-2 苦咸水

2. 苦咸水淡化处理技术与设计

(1) 蒸馏法苦咸水淡化技术

蒸馏法就是把苦咸水或海水加热使之沸腾蒸发，再把蒸汽冷凝成淡水的过程。蒸馏法是最早采用的淡化法，其主要优点是结构较简单、操作容易、所得淡水水质好。

蒸馏法有许多种，如多效蒸发（ME）、多级闪蒸（MSF）、压汽蒸馏（VC）、膜蒸馏等。

(2) 苦咸水电渗析淡化技术

我国从 1958 年就开始从事用电渗析（ED）进行苦咸水淡化方面的研究。电渗析工作原理为：在直流电场的作用下，水中离子透过具有选择性的离子交换膜而定向迁移，使电解质离子自水溶液中部分分离，以制取淡水。淡化水的成本，与电解质浓度成正比，电解质浓度高时，电流密度大，淡化吨水的成本也就高。

电渗析器的主要部件为阴离子交换膜、阳离子交换膜、隔板与电极。隔板构成的隔室为液流经过的通道，淡水经过的隔室为脱盐室，浓水经过的隔室为浓缩室。把阴、阳离子交换膜与浓、淡水隔板交替排列，重复叠加，再加上一对端电极，就成了电渗析器。电渗析器有三种组装方式，为一级一段（产水量大，用于大中型），一级多段（脱盐率较高，产水量小，用于中小型）和多级多段。有立式和卧式两种安装方式。

电渗析技术适用于低浓度苦咸水脱盐，例如：1987 年投产的山东长岛县大钦岛电渗析地下苦咸水（含盐量 3000～5000mg/L）淡化试验站，工程造价 12.5 万元。该工程采用两台电渗器，隔板尺寸为 400mm×1600mm×85mm，每台 240 对膜，一级两段组装，共两级四段串联运行。到 2001 年，每天产水 20m^3（每小时 2.5m^3），脱盐率 80%，水回收率 60%～80%，每立方米淡水平均耗电 5kW·h，维修费占造水成本 5%，生产 1t 淡水成本为 2.135 元左右。2001 年 7 月，黄骅市水务局在北京、上海科研机构的帮助下，采用电渗析法和多层过滤技术，建成了苦咸水淡化站，每小时可供淡水 2t，工程投资一般为 13 万～14 万元，其中设备费为 5 万～6 万元，土建工程为 7 万～8 万元，制水成本为 4.1 元/吨。总共建淡化站 72 个，结束了 8.5 万农民饮用苦咸水的历史。截至 2010 年已有 800 个饮水特困村，建起了苦咸水淡化站，惠及 100 万人，喝上了达到国家饮用水标准的水。沧州市迅速将其经验进行推广，计划到 2015 年，再解决 1000 个饮水特困村，决心协助大城、青县、衡水等地完成苦咸水淡化任务后，再向甘肃、青海挺进。目前，河北省内的唐山、衡水、廊坊等市和

黑龙江、甘肃等省都纷纷来沧州取经。

电渗析技术在低浓度苦咸水淡化方面最先占据了较大的市场，2005年，产水量约$60\times10^4m^3/d$，年产离子交换膜40多万平方米以上。目前，有250余套日产量在1000～5000m^3的苦咸水ED装置在运转，将1500～3000mg/L的苦咸水淡化成生活用水。仅山西省大同矿务局10多个矿区日处理量就达2万多吨，作为冷却用水和生活用水使用。低浓度苦咸水脱盐的最大ED装置建于河南巩县电厂，日产水量7200m^3。工艺用水的最大ED装置建于金山石化公司，日产水6600m^3。现在中、小型（ED）苦咸水脱盐装置分布在华北、西北等地约5000余套。

(3) 苦咸水反渗透淡化技术

反渗透（RO）是以压力为驱动力的膜分离过程。反渗透技术研究始于1953年，最先在美国，1960年从实验室走向工业化。1970年推出芳香聚酰胺中空纤维制成的反渗透器，主要用于苦咸水脱盐，1970年末，又成功推出了卷式反渗透组件；1980年推出用于海水淡化的复合反渗透膜；20世纪90年代，开发出超低压高脱盐率全芳香族聚酰胺复合膜。目前，反渗透膜已成为一种成熟的膜分离技术。世界上最大的反渗透苦咸水淡化厂在美国Yuma市，生产能力为$37\times10^4m^3/d$淡水，用的是卷式反渗透膜组件。

我国反渗透膜技术研究始于1965年，但直到1997年才在浙江舟山市嵊山岛建成第一个500m^3/d反渗透示范工程。近年来，我国反渗透海水和苦咸水淡化进入快速发展时期。随着RO膜和相关技术的进步，RO在苦咸水淡化中的竞争力越来越强，2000年在河北沧州建18000m^3/d苦咸水淡化厂时，由于该厂原水含盐量为12402.25mg/L，属于较高浓度苦咸水，采用何种技术淡化？为此进行了多种经济技术比较，如果用电渗析法脱盐，其耗电指标介于7.0～18.5kW·h，能耗大；如用多级闪蒸淡化，动力消耗大、运转费用高；用技术成熟的压汽蒸馏，但它的最大产量为3000m^3/d，需6台并联才能达到产水要求，缺乏规模效益；低温多效蒸馏淡化法虽适用该项目，但设备投资高达19000万元，单位造水成本67元/m^3。而同样规模的反渗透淡化装置投资为2200万元左右，单位造水成本2.5元/m^3，远远比低温多效蒸馏淡化方法便宜，故选用了反渗透法。该水源水的浊度较高，放置4～24h后浊度仍为40NTU，因此，原水进入淡化之前设置了预处理（集水、澄清沉淀池）。预处理前，还需加次氯酸钠（2mg/L）灭菌，杀菌后，再加絮凝剂（聚合氯化铁5mg/L），经两级过滤（多介质过滤器和细砂过滤器）。为使系统具有较高的回收率，预处理反冲洗水采用经多级过滤和防结垢处理的反渗透浓水，以使自用原水量降至最低。由于反渗透复合膜，对氯的耐受程度只有1000mg/(L·h)，而过滤器出水通常含余氯0.1～1.0mg/L，所以要在过滤器出水中加入亚硫酸氢钠（3mg/L），来还原水中余氯，使游离氯含量<0.1mg/L，达到反渗透装置的进水要求。另外，还采用添加阻垢分散剂［Flocon260（27mg/L）］和盐酸（30%含量），以防止膜内碳酸钙、硫酸钙、硫酸钡的结垢和铁铝氧化物及其他污染物的沉积。综合考虑了各方面因素，最后选用了一级二段反渗透处理方式（一段为苦咸水反渗透膜，二段为海水反渗透膜），同时在一、二段膜中间增设能量回收装置，以减少系统能耗。回收率定为>65%，既保证水源的充分利用，又防止了回收率过高对膜的损害。现在，该厂已建成，反渗透装置主体电力消耗2.0kW·h/m^3（产水），加入引水及其他附属设备用电共计2.5kW·h/m^3，单位造水成本则为2.48元/m^3。

2001年末，塔河油田苦咸水处理工程［两套处理量为12m^3/h的反渗透（RO）脱盐装置］的运行，解决了该油田生活和生产用水（电站用软化水）。该工程投产后，100天就可收回286.94万元的投资，当年就获益300万元，实际全年获利600万元。



2002 年，国家计委批准的甘肃定西 10000m^3 苦咸水脱盐 RO 示范项目，原水浓度为 3500mg/L，制取淡水的浓度为 150mg/L，水回收率大于 70%，估算成本为 0.77 元/m^3。据资料介绍，大庆油田 RO 苦咸水处理量已近 $1.2\times10^4 m^3/d$，主要是作为生活饮用水。

目前，反渗透和电渗析已成为苦咸水淡化的主要方法，已成为解决广大苦咸水地区用水紧张的重要技术手段。而反渗透技术因其成本和效果更好，开始被越来越多的地方和部门选用。

纳滤技术的开发和应用比反渗透膜大约晚 20 年。纳滤膜介于反渗透和超滤膜之间，其膜表面具有纳米微孔结构。反渗透膜对 NaCl 的脱除率在 95%以上，而纳滤膜一般 NaCl 脱除率在 90%以下，反渗透膜几乎对所有溶质都有很高的脱除率，而纳滤膜只对特定的溶质具有脱除率。纳滤膜主要去除一个纳米左右的溶质粒子，截留相对分子质量一般为 100～2000。纳滤膜主要用于脱除三卤甲烷中间体（THM），异味、色度、农药、合成洗涤剂、可溶有机物等致病因子，以及脱除苦咸水中 Ca^{2+}、Mg^{2+} 等离子成分。我国在山东长岛县海岛建成的南隍城水厂（144m^3/d），就采用了 NF 苦咸水淡化装置。该装置操作压力为 0.75MPa，淡水回收率 56%，吨水耗电 1.43kW·h，产水符合饮用要求。目前国外城市饮用水已有日产水 5 万立方米级的大型纳滤装置。纳滤技术在 21 世纪将成为水净化的首选技术。

反渗透常规预处理技术主要是消毒、凝聚、絮凝、过滤工艺，由于其占地较大，运行维护较复杂，近年来，随着膜技术的发展，已开发出膜法预处理，主要包括微滤（MF）、超滤（UF）、纳滤（NF）。纳滤作为预处理，主要脱除苦咸水中的大部分的结垢离子和一部分 NaCl。采用 MF-RO 系统，纳滤（NF）作为预处理，NF 脱除部分硬度和 TDS，既不用添加防垢剂，又提高 RO 的水回收率，降低了 25%能耗，可降低造水成本 30%，经济效益明显。据资料介绍，目前各种淡化方法在能耗方面都无法与 RO 竞争。一般来说，RO 为 4～5kW·h/m^3、ED 为 14～16kW·h/m^3、MED 为 9～10kW·h/m^3、MFS 为 12～14kW·h/m^3。反渗透和纳滤技术在苦咸水淡化方面显示出相当的优势，因此，还需对它下大力气进一步深入研究，力争走在世界前列。

(4) 苦咸水淡化的其他技术与设计进展

最近，中科院长春应化所与葫芦岛玉柴北方膜工业有限公司研制的“界面控制制备耐氯芳香聚酰亚胺反渗透复合膜的方法”获得了国家发明专利。他们研制的膜的分离功能（脱盐与透水性）和氧化稳定性［耐氯性≥5000～20000mg/kg（Cl）］均达到国际先进水平。为我国创立拥有自主知识产权的膜材料、膜工艺、膜过程研究，开发高效膜法海水、苦咸水淡化综合技术，规模制造耐氯反渗透膜打下了基础。

1997 年宁夏农科院科研人员和日本地膜专家合作完成了“太阳能蒸馏净化集水技术”，通过塑料大棚利用太阳能将苦咸水蒸馏净化为淡水。一个 30m^2 的塑料大棚夏秋两季日均可净化淡水 75kg。宁夏科技人员成功研究出一项利用太阳能把苦咸水淡化成纯净水的技术，现已获得国家专利。目前该项技术正在西海固苦咸水地区进行推广。

国家城建、水利、地矿等许多部门历经数十年，在苦咸水的研究、开发、利用和淡化等方面做了相当大量的工作。他们查明了苦咸水在我国的分布、储量和水文地质条件以及浅层微咸水存在的利害关系，总结了在农业试验区开采利用浅层微咸水的研究成果，为今后开发利用苦咸水资源奠定了坚实的基础。总之我国科技工作者经过几十年的艰苦奋斗，在这方面取得了不少的成果。

据《21 世纪中国可持续发展水资源战略研究》报告，到了 2010 年，我国需水量已达到

7300亿立方米，而可供的水量为6200～6500亿立方米，缺水量约1000亿立方米。缺水最严重的为东部沿海地区、西部苦咸水地区和内陆大中型城市。随着我国经济社会的发展，预计2030年我国人口达到高峰时，淡水资源紧缺的形势将更加严峻。因此，研究开发利用非传统水资源（海水、苦咸水、中水）实用技术，适度开发苦咸水已是当务之急。

党中央、国务院领导同志对水资源问题极为重视，多次要求以水资源的可持续利用支持经济社会的可持续发展，为实现综合利用海水、微咸水等非传统水资源的政策，发布了《当前国家鼓励发展的节水技术、设备（产品）目录》（第一批），该目录包括了海水、苦咸水利用设备在内的6类产品，凡是开发、研制、生产和使用列入目录的设备，将按有关规定给予税收优惠支持。我国计划到2015年，新增海水及苦咸水利用量达到100亿立方米。

据统计，截至20世纪末，国产和进口膜产品及膜法水处理工程年销售额已达20亿人民币。在2005年，我国膜市场需求已达到50亿元以上，年均增速继续保持在15%左右，2015年，膜市场需求可望超过200亿元，将占到世界总量的10%～15%左右。

当前我国膜技术与世界先进国家相比尚有较大差距，主要是膜的品种少、性能差，现在首要的任务是尽快研制出达到国际水平的各种高性能膜，并使之尽快实现产业化；同时与国际同行加强合作，力争早日突破世界上尚未解决的某些关键技术，如：新的廉价能源技术、传热技术、材料技术以及新过程等，使我国尽快赶上或超过世界水平。形势的要求，领导的重视，有力的政策，广阔的市场，展示出我国苦咸水的开发利用前景。

3. 苦咸水淡化的基本方法及主要设备与设计进展

(1) 基本方法

苦咸水淡化装置，是利用反渗透技术的原理，结合了微电脑技术、机电一体化技术生产的水处理装置。

苦咸水淡化装置采用的反渗透技术，是指在饮用水中，当氯化物超过一定范围（国家标准250mg/L）时，就视为苦咸水，由于氯化物不用于其他物质，可采用某种滤料将其去除，而氯化物的去除工艺一般是采用反渗透技术进行处理，该技术是近些年来发展起来的水处理技术，尤其适用于对水中氯化物的处理，苦咸水淡化装置就是采用这种最新的反渗透技术。

苦咸水淡化装置可根据用户的实际需求进行个性化设计，采用较先进的背压技术，可为用户节省大量的运行费用和设备技术成本。

(2) 主要设备

反渗透膜元件：反渗透设备应用膜分离技术，能有效地去除水中的带电离子、无机物、胶体微粒、细菌及有机物质等，是苦咸水脱盐和废水处理工艺中的最佳设备。

压力容器：反渗透工艺工业生产中具有特定的工艺功能，并承受一定压力的设备，称压力容器。储运容器、反应容器、换热容器和分离容器均属压力容器。要满足下列三个条件的容器，才称之为压力容器：

① 最高工作压力（p_w）大于等于0.1MPa（不含液体静压力，下同）；

② 内直径（指其最大尺寸）大于等于0.15m，且容积（V）大于等于0.25m^3；

③ 盛装介质为气体、液化气体或最高工作温度高于等于标准沸点液体。

高压泵：高压泵是为高压旋喷水泥浆提供高压动力，用于新建建筑物、高速公路、高速铁路、地下铁路等软弱地基强化加固补强，旧的建筑物不均匀沉降整治，水库大坝与建筑工



程防渗帷幕，挡土围堰、矿山堵漏、井桶护壁，边坡锚固等方面提供帮助的设备。

苦咸水淡化装置高压泵主要有：高压柱塞泵、高压往复泵、高压电动试压泵、高压清洗机。

(3) 反渗透膜设备与设计

① 反渗透纯水设备　见图 2-3。

技术说明：反渗透（简称 RO）是膜分离技术的一种，它依靠反渗透膜在压力下使溶液中的溶剂和溶质分离。

“渗透”是一种物理现象，逆渗透就是在含有盐及各种细微杂质的水中（即原水）施加比自然渗透更大的压力，使水从浓度高的一方逆渗透浓度低的一方，而原水中绝大多数的细菌杂质、有机物、重金属及其它有害物质等都经污水口排放掉。

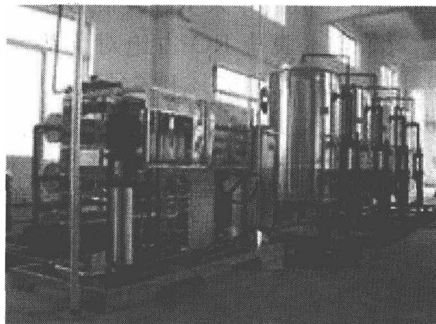


图 2-3　反渗透设备

反渗透设备特点及应用范围如下：

脱盐率高，又可以同时除去细菌、毒素及其他有机物，出水水质符合国标 GB 17323－1998 标准；反渗透设备主件采用进口美国的复合膜元件及进口高压不锈钢泵，进水适应性、脱盐率和使用寿命等方面，与其他反渗透元件相比，具有独特的优点。

设计压力：1.05～1.6MPa；脱盐率：96％～99％。

具有自动化程度高，运行稳定，故障率低且运行费用低等优点。

适用于酒勾兑用水，罐头产品加工用水，瓶、桶装饮用水，各种饮料用水。

适用于电子、化工、电力、制药等行业用水的制备。

适用于高纯水的处理。

② 反渗透水处理设备　反渗透技术是一种高效节能技术。它依靠压力推动将水和离子分离，从而达到纯化和浓缩的目的。该过程无相变，一般不需加热，能耗低，具有运行成本低，无污染，操作方便，运行可靠，产水水质高等诸多优点，而成为海水和苦咸水淡化最节能的技术。目前已广泛应用于医药、电子、化工、食品、海水淡化等诸多行业。反渗透技术已成为现代工业中首选的水处理技术。反渗透技术成为膜分离技术的一个重要组成部分。

① 可以从海水或苦咸水中提取淡水。

② 容易去除有机物、细菌和胶体及溶于水中的其他杂质，获得高纯度的水。

③ 由于反渗透过程是一个物理过程，没有相变，因而节能。

④ 操作简单，易实现自动化，节省劳力。

⑤ 结构紧凑，占地少，从而降低费用。

⑥ 作为一种浓缩方法，能回收溶解在溶液中有价值的成分。

四、海水与苦咸水资源利用的技术方向与设计进展

1. 海水与苦咸水资源利用的技术方向

海水淡化是指将盐度 3500mg/L 的海水淡化至 500mg/L 以下的饮用水。目前，世界上装机应用的海水淡化方法主要有反渗透法（RO）和多级闪蒸（MSF）、多效蒸发（MED）。苦咸水脱盐是将高含盐量的地表、地下苦咸水脱盐至生活用水或工业用初级纯水，主要采用反渗透法（RO）、纳滤法（NF）和电渗析法（ED）。

据国际脱盐协会统计，截至 2010 年底，全球日产水量在 $100m^3$ 以上的装置有 13000 多台，每天生产淡水 2500～3000 万立方米。截至 2010 年底，装置总数为 13000～13500 台，日产水 2500～2800 万立方米，其中海水淡化为日产 1500～1800 万立方米，苦咸水淡化为日产 5200～5800 万立方米，且以每年 10%～30%的速度增长。就海水淡化而言，装机容量以 MSF 为主，但近年来 RO 发展很快。

对苦咸水脱盐 RO 占绝对优势，占 76.23%，投资和造水成本更低。对废水和水净化 RO 也分别占到约 65%和 94%。1995 年后，新增海水淡化和苦咸水淡化容量 RO 为 90%。最大 RO 海水淡化厂建在沙特阿拉伯，日产淡水 12.8 万立方米。最大地表水 RO 苦咸水淡化装置建在美国，日产水 38 万立方米。

目前海水淡化装置的年销售额达到 100 亿～180 亿美元，且以 20%左右的年增长速度持续发展，供应商主要是美国和日本，应用地区主要是中东地区、地中海地区和加勒比海地区，其次是东南亚和北非地区。

我国海水淡化技术应用从 20 世纪 70 年代初推广用水型 ED 海水淡化器开始，“九五”期间相继建成了 RO 淡化装置，多为小型或示范工程，“十五”、“十一五”期间相继建成了大型 RO 淡化装置的示范工程。

电渗析是我国开发研究最早的膜技术。10 多年来，离子交换膜的年产量在 40 万平方米以上，占世界水脱盐用膜的 30%。我国是世界上使用电渗析装置进行苦咸水脱盐最多的国家。工艺技术精湛、装置价格低廉，外商无法与我国竞争。目前有 140 余套日产量在1000～$5000m^3$ 的苦咸水 ED 脱盐装置在运转，多将含量在 1500～3000mg/L 的苦咸水脱盐至生活用水。低浓度苦咸水脱盐的最大装置建于河南巩县电厂，日产水量 $7200m^3$。工艺用水的最大 ED 装置建于金山石化公司，日产水 $6600m^3$。现在中、小型苦咸水脱盐装置分布在华北、东北、西北各地，约 3000 余套。

膜技术为脱盐、净化的主流技术，RO、NF、ED 等具脱盐功能的膜技术将成为新世纪海水淡化、苦咸水脱盐的主流技术，工程稳定可靠与造水成本低廉是吸引用户的主要原因。

脱盐膜组件已十分成熟，世界各生产膜组件的公司仍十分重视 RO 膜与组件的技术创新，目的在于开发抗氧化、耐细菌侵蚀的新膜，提高膜与组件的产水量、脱盐率等。如美国 DOW 公司推出 FILMTECBW30～440 膜元件，在约 1.05MPa 压力下，产水量 $43.5m^3/d$，脱盐率大于 99%。FluidSystems 公司推出 PremiumTFC 新元件，其苦咸水和海水膜元件的脱盐率分别高达 99.7%和 99.8%。日本的东丽公司和日东电工公司已开发出可耐 9.0MPa 的海水淡化膜，已在西班牙建造了水回收率高达 60%的两段 RO 海水淡化装置。

1990 年反渗透膜组件价格按消费价格指数折算仅为 1973 年的 40%。

1990 年之后又有明显的下降。按从标准海水生产淡水计，目前工程投资为 MSF 在 1800～2000 美元/(m^3·d)，低温 MED 在 1100～1600 美元/(m^3·d)，RO 在 700～900 美元/(m^3·d)。

采用功能交换器（work exchange energy recovtry），将从 RO 组件排出的高压浓水的压力回收并传递给组件进水，其转换效率可高达 89%～96%。Scott A Shumway 报道，一种新型的能量回收装置已成功应用到 $13600m^3/d$ 和 $5000m^3/d$ 的反渗透海水淡化装置上，过程能耗为 2.6kW·h/m^3，Good F. Leitner 指出加上预处理能耗，总能耗为 2.83kW·h/m^3。这是近几年在工艺方面的突出进展。

Steven J. Duranceau 等报道，1996 年佛罗里达水服务公司在 Marco 岛对现有 $15000m^3/$



d苦咸水淡化进行改造，通过使用段之间的能量回收透平，使系统的产水量增加3780m³/d，增幅达25%。段之间能量回收透平适用于苦咸水反渗透淡化，含盐量7500～10500mg/L，淡化能耗降到0.82kW·h/m³。

在反渗透海水淡化流程中，采用纳滤（NF）作为预处理，即MF-RO系统，NF脱除部分硬度和TDS，从而提高RO的水回收率，可进一步降低能耗25%，造水成本可降低30%。

目前各种淡化方法在能耗方面都无法与RO竞争。RO为4～5kW·h/m³、ED为14～16kW·h/m³、MED为9～10kW·h/m³、MFS为12～14kW·h/m³。

我国已建成的RO脱盐装置经济技术指标达到国际先进水平。山东长岛日产1000m³ RO海水淡化装置，耗电为4.5kW·h/m³。沧州集团日产18000m³ RO装置，地下水含盐量约13000mg/L，淡水低于500mg/L，耗电为3.1kW·h/m³。国家计委“十一”甘肃定西10000m³苦咸水脱盐RO示范项目，原水3500mg/L，淡水150mg/L，水回收率大于70%，估算成本为0.77元/m³。

纳滤技术的开发与应用比反渗透膜大约晚20年。目前，国内外都很活跃。纳滤膜介于反渗透和超滤膜之间，其膜表面分离皮层具有纳米纳微孔结构。相对于反渗透膜对NaCl的脱除率均在95%以上，一般将NaCl脱除率在90%以下的膜称为纳滤膜。反渗透膜几乎对所有溶质都有很高的脱除率，而纳滤膜只对特定的溶质具有脱除率。纳滤膜主要去除一个纳米左右的溶质粒子，截留相对分子质量一般为100～2000。纳滤膜主要用于脱除三卤甲烷中间体（THM），异味、色度、农药、合成洗涤剂、可溶有机物等致病因子，以及苦咸水脱除Ca、Mg等硬度成分。目前国外城市饮用水已有日产水5万立方米级的大型装置。纳滤将是新世纪饮水市场的优选技术。

2. 脱盐、浓缩在废水资源化中的应用与设计进展

海水淡化为高含盐水的脱盐技术，以淡水为成品水则为脱盐，以浓水为成品水则为浓缩。海水淡化与高浓度废水处理，特别是无机系废水处理具有同类装置与较多共性工艺技术。

反渗透处理电镀废水、放射性废水已很成熟，20世纪70年代开始用于镀镍漂洗废水处理，尔后又用于镀铬、镀铜、镀锌、镀镉等废水处理。美国芝加哥API工艺公司采用B-9芳香族聚酰胺中空纤维膜组件处理WattNi漂洗水，废水含Ni^{2-} 650mg/L，经RO浓缩20倍达到13000mg/L、Ni^{2-}的分离率为92%。北京广播器材厂用醋酸纤维素膜处理亮镍和暗镍的漂洗废水，废水中Ni^{2-}为1510～2400mg/L，系统Ni^{2-}的回收率>99%。

由于ED海水淡化的耗电为RO的3倍。在海水淡化中的应用愈来愈少，其在苦咸水脱盐中仍有较大竞争优势。日本全部应用ED浓缩海水制盐。

离子交换膜具有很强的耐酸、碱性，耐氧化性，在含酸、碱、盐高的废水处理中应用十分广泛。如Al_2O_3生产零排放工程。

我国ED、RO用于废水处理，以膜集成技术发展零排放工程为开发方向，不仅回收有效成分，其回收的淡水可做工艺或生活用水。

我国西部石油天然气开采中，从深井涌出的含盐量在10000～30000mg/L的卤水，用ED-蒸发法制盐工艺已经开发，电渗析将卤水脱盐至2000mg/L以下，供灌溉，浓缩至140g/L，提取Br、I后，浓缩制盐。另外，用RO-ED-三效蒸发（浸没燃烧）的工艺正计划开发。RO将卤水脱盐后，在400mg/L以下，成为优质饮用水，浓缩到50～60g/L，可回灌井中，或再用ED浓缩到120g/L，蒸发-喷雾干燥，制成固体盐。

3. 膜水处理技术产业的应用与近期设计进展

就水处理行业来说，至20世纪末，国产和进口膜产品及膜法水处理工程年销售额达40亿人民币。预计2012年，可达到80亿人民币左右。据统计，进口膜元件和装置约8亿人民币、成套进口装置承担工程约12亿人民币，外商占中国膜技术市场的50%～60%。中国大小近280个企业，产值约18亿人民币。中国膜技术市场多年来一直呈现为国际竞争市场。国内企业比较小，市场竞争能力较差。

我国膜技术与世界先进国家相比差距约10年左右，主要是膜的品种少、性能差。我国膜法水处理工程技术接近世界先进水平，因市场急需，招致大量膜元件进口。增加投入，引进国外先进技术、设备、人才，高起点地发展膜产品制造业，生产具有自主知识产权的高性能膜组器是提高市场竞争能力的关键。这需要膜技术产业进行资源整合，形成资金、技术、人才优势，组建现代企业，使具有强有力的市场开拓能力和持续创新能力。海水淡化工程的配套设置如耐腐蚀高压泵、能量回收装置等也靠进口，还需要发展配套产业。

海水、苦咸水资源的开发利用需要国家政策支持。国家、省、市都应引导海水、苦咸水的开发利用，对多种开发淡水资源方案进行科研论证。美国海水淡化专家Gordon指出，从250km调用可饮用水，其能耗与海水淡化相当。我国沿海工业发达城市可借鉴国外经验发展海水淡化。

世界干旱地区地下水利用率一般达60%～70%。我国西北地区地下水开发利用程度低。目前地下水开采仅104亿立方米，为地下水可开采量370亿立方米的28%。西北仅局部地区和城市地下水超采，可利用该地区的苦咸水为经济和社会发展提供一定的水源保证。

为促进膜技术产业发展，我国近期在沿海或内陆地区已经建立海水、苦咸水资源开发示范工程，如浙江、辽宁、山东、河北和天津等工程规模和经济技术都达到国际水平。不少省建立不同技术发展模式的示范工程，如RO、NF、ED等，沿海有中等城市建立不同管理和运营模式的示范工程，在内蒙古广大牧区和沿海海岛可建立小型太阳能、风能海水或苦咸水脱盐装置，积极开展技术培训和技术交流活动。

第四节　海水淡化工程技术与海水淡化方法及工业应用设计

一、概述

海水淡化工程技术为我们解决淡水资源短缺问题找到一条新的途径。一方面我们应加大海水淡化的利用率并扩大其使用范围；另一方面，海水的水质以及海水淡化处理工艺与传统的饮用水水源和处理工艺有很大的不同，因此淡化水对居民健康的影响必须认真加以研究和控制。必要时，有关部门需制定专门的水质标准和工程规范。另外，海水淡化工程的建设和运营，必须符合环境保护的要求，确保海水利用与海洋生态环境协调、持续发展。

从海水中取得淡水的过程称为海水淡化。如果能从海水中取得淡水，这将是一种巨大资源。

现代意义上的海水淡化则是在第二次世界大战以后才发展起来的。战后由于国际资本大力开发中东地区石油，使这一地区经济迅速发展，人口快速增加，这个原本干旱的地区对淡水资源的需求与日俱增。而中东地区独特的地理位置和气候条件，加之其丰富的能源资源，



又使得海水淡化成为该地区解决淡水资源短缺问题的现实选择，并对海水淡化装置提出了大型化的要求。

在这样的背景下，20 世纪 60 年代初，多级闪蒸海水淡化工程技术应运而生，现代海水淡化产业也由此步入了快速发展的时代。

海水淡化工程技术的大规模应用始于干旱的中东地区，但并不局限于该地区。由于世界上 70%以上的人口都居住在离海洋 120km 以内的区域，因而海水淡化工程技术近 20 多年迅速在中东以外的许多国家和地区得到应用。最新资料表明，到 2010 年止，世界上已建成和已签约建设的海水和苦咸水淡化厂，其生产能力达到日产淡水 6500 万吨。目前海水淡化已遍及全世界 136 个国家和地区，淡化水大约养活世界 8%～10%的人口。海水淡化，事实上已经成为世界许多国家解决缺水问题，普遍采用的一种战略选择，其有效性和可靠性已经得到越来越广泛的认同。

从 20 世纪 50 年代以后，海水淡化工程技术随着水资源危机的加剧得到了加速发展。目前已经实现商业化应用的淡化技术主要可分为蒸馏法和薄膜法两大类。

海水由于其含盐量非常高，而不能被直接使用，目前主要采用两种方法淡化海水，即蒸馏法和反渗透法。蒸馏法主要被用于特大型海水淡化处理上及热能丰富的地方。反渗透膜法适用面非常广，且脱盐率很高，因此被广泛使用。反渗透膜法首先是将海水提取上来，进行初步处理，降低海水浊度，防止细菌、藻类等微生物的生长，然后用特种高压泵增压，使海水进入反渗透膜，由于海水含盐量高，因此海水反渗透膜必须具有高脱盐率、耐腐蚀、耐高压、抗污染等特点，经过反渗透膜处理后的海水，其含盐量大大降低，TDS 含量从 36000mg/L 降至 200mg/L 左右。淡化后的水质甚至优于自来水，这样就可供工业、商业、居民及船舶、舰艇使用。

人类早期利用太阳能进行海水淡化，主要是利用太阳能进行蒸馏，所以早期的太阳能海水淡化装置一般都称为太阳能蒸馏器。被动式太阳能蒸馏系统的例子就是盘式太阳能蒸馏器，人们对它的应用有近 150 年的历史。由于它结构简单、取材方便，至今仍被广泛采用。目前对盘式太阳能蒸馏器的研究主要集中于材料的选取、各种热性能的改善以及将它与各类太阳能集热器配合使用上。与传统动力源和热源相比，太阳能具有安全、环保等优点，将太阳能采集与脱盐工艺两个系统结合是一种可持续发展的海水淡化技术。太阳能海水淡化技术由于不消耗常规能源、无污染、所得淡水纯度高等优点而逐渐受到人们重视。

二、海水淡化方法的选择

目前应用反渗透膜的反渗透法以其设备简单、易于维护和设备模块化的优点迅速占领市场，逐步取代蒸馏法，现在大规模应用的海水淡化方法有两种：

① 一种是用 RO 纯水过滤系统，将海水过滤成可饮用的淡水，这种方法现在已经得到很大规模的应用，成本较低，容易规模化发展，也适应用小工业事业单位制备淡水，甚至船上也大多是用这种系统。

② 还有一种就是将水加热到一定温度（约 40～50℃），在真空室内将水分蒸发，变成可饮用的纯水。这种方法有一定的地域局限性，因为它需要将水加热，这个环节如果用电力或煤加热的话，成本较高，所以只有在中东等炎热地区使用。

1. 反渗透法

反渗透法通常又称超过滤法，是 1953 年才开始采用的一种膜分离淡化法。该法是利用只允许溶剂透过、不允许溶质透过的半透膜，将海水与淡水分隔开。在通常情况下，淡水通

过半透膜扩散到海水一侧，从而使海水一侧的液面逐渐升高，直至一定的高度才停止，这个过程为渗透。此时，海水一侧高出的水柱静压称为渗透压。如果对海水一侧施加一大于海水渗透压的外压，那么海水中的纯水将反渗透到淡水中。反渗透法的最大优点是节能。它的能耗仅为电渗析法的1/2，蒸馏法的1/40。因此，从1974年起，美日等发达国家先后把发展重心转向反渗透法。

反渗透海水淡化工程技术发展很快，工程造价和运行成本持续降低，主要发展趋势为降低反渗透膜的操作压力，提高反渗透系统回收率，廉价高效预处理技术，增强系统抗污染能力等。

反渗透海水淡化（SWRO）是一种压力驱动的膜分离过程。海水在外力的作用下通过半渗透性膜（只允许纯水通过而排斥盐离子），渗出水即为淡水。反渗透的工艺流程示意如图2-4所示。

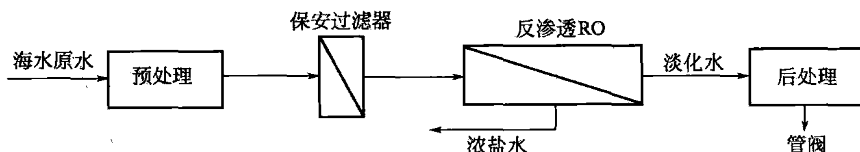


图2-4　SWRO工艺流程示意图

预处理是SWRO能否顺利运行的关键环节之一，其目的是为了增加反渗透膜通量和延长膜使用寿命。预处理的主要内容包括：过滤去除悬浮固体和较大的海洋生物；调节pH值并添加阻垢剂以防止盐的析出、沉淀和结垢；投加消毒剂控制膜的生物污染。后处理的主要内容包括：调节pH值，投加碳酸盐或其他药剂以增加水质稳定性，使其满足管网输配的要求；消毒用以控制微生物在供水管网中的繁殖。

反渗透膜的材质一般为高分子聚合物，常用的有醋酸纤维素、聚酰胺和聚砜等。选择膜材质时需要考虑其耐酸碱性、机械强度、抗压性、脱盐率和水通量等性能。RO膜组件常见的构型有中空纤维、螺旋卷式、板式和管式等，其中中空纤维和螺旋卷式膜的运行成本较低，因而应用较为广泛。

反渗透法具有投资省、能耗小、操作方便、易于自动化控制等优点。经过40多年的发展，SWRO淡化技术已经日臻成熟，其"核心部件"膜的脱盐率可达99.3%（出水溶解性固体含量TDS为20～500mg/L），水通量、抗压、抗污染和抗氧化等性能大大提高。另一方面，反渗透的相关配套设备（如能量回收装置和高压泵）也得到快速发展。目前SWRO淡化技术已成为发展最快和具竞争力的海水淡化技术。除中东地区以外，反渗透法是海水淡化的首选技术，欧洲的SWRO生产能力超过100万立方米/天，居世界之首。世界最大的SWRO工程是以色列的Ashkelon海水淡化厂，产水量为33万立方米/天，全部用于饮用水供给。

2. 电渗析法

该法的技术关键是新型离子交换膜的研制。离子交换膜是0.5～1.0mm厚度的功能性膜片，按其选择透过性区分为正离子交换膜（阳膜）与负离子交换膜（阴膜）。电渗析法是将具有选择透过性的阳膜与阴膜交替排列，组成多个相互独立的隔室，海水被淡化，而相邻隔室海水浓缩，淡水与浓缩水得以分离。电渗析法不仅可以淡化海水，也可以作为水质处理的手段，为污水再利用做出贡献。此外，这种方法也越来越多地应用于化工、医药、食品等

行业的浓缩、分离与提纯。

电透析法的原理是将很多的阴/阳离子薄膜交错地串联在一起，电解质溶液则在膜间流动，两侧施加直流电的电压之后，阳离子向阴极移动而阴离子向阳极移动。其中阴离子可顺利通过阴离子膜，但再往前移动时却被邻近的阳离子膜挡住。同样，阳离子也可以顺利地通过阳离子膜而无法通过阴离子膜。最终将分离得到低电解质浓度的溶液（淡水）以及高电解质浓度的溶液（卤水）。电透析法所耗用的能源与溶液中盐类含量成正比，实际的脱盐率介于 75%～99%。

此方法较少被应用在海水淡化工程方面，因海水所含的 TDS 较高，耗电能较逆渗透法高，经济效益较差，因此此方法多用于淡化碱水。

电透析法的商业化应用始于 20 世纪 60 年代，比逆透法早 10 年，其中往复式电透析法可以大幅度地改善积垢的问题，已成为电透析法的主流。在 80 年代因使用脂肪质阴离子薄膜的缘故，使得往复式电透析法较以前有了较大的改善。

3. 逆渗透法

逆渗透法（RO）自 20 世纪 70 年代发展出第一座海水淡化厂以来，一直是具有竞争力的海水淡化工程技术之一。原海水通过 RO 膜之前必须先经预处理，其目的是除去可能阻塞薄膜的物质或破坏其构造的成分，如氧化剂等。处理的方法包括凝集沉降、过滤及添加抑制结构的药剂等。经过预处理后，海水由高压泵送至薄膜分离室，借助于半透膜可除去90%～99%的盐类、95%～99%的有机物及将近 100%的胶体，如细菌、硅胶等。薄膜的组成通常包括两个部分：一部分为海绵状的多孔物质，可让盐类及水通过并支持半透膜；另一部分为厚度仅为数千分之一英寸的半透膜，只能允许水通过。一般商业应用的渗透膜材质可分为醋酸纤维素及聚氨酯两类。聚氨酯类的材质通常拥有较长的使用寿命。

逆渗透法耗费的电能较大，但与多级闪化法相比有以下优点：

① 只耗费电能，不需要蒸汽；

② 设备系统模组化，安装容易；

③ 淡化厂的兴建周期较短，厂房占地面积小。

4. 多级闪蒸法

所谓闪蒸，是指一定温度的海水在压力突然降低的条件下，部分海水急骤蒸发的现象。多级闪蒸海水淡化是将经过加热的海水，依次在多个压力逐渐降低的闪蒸室中进行蒸发，将蒸汽冷凝而得到淡水。目前全球海水淡化装置仍以多级闪蒸法产量最大，技术最成熟，运行安全性高，弹性大，主要与火电站联合建设，适合于大型和超大型淡化装置，主要在海湾国家采用。多级闪蒸技术成熟、运行可靠，主要发展趋势为提高装置单机造水能力，降低单位电力消耗，提高传热效率等。

多级闪蒸法（MSF）是蒸馏法中使用最广泛的一种。闪蒸法的原理如下：海水预热到一定温度后进入闪蒸室，该闪蒸室的压力低于进入盐水所对应的饱和蒸汽压力，盐水因过热而迅速蒸发，水蒸气冷凝后即为淡水，冷凝时释放的热则用来加热进水，从而提高热量利用率，降低能耗。使热盐水依次流经若干个压力逐级降低的闪蒸室，逐级蒸发降温，直到水温接近于天然海水的温度，此过程即为多级闪蒸。

MSF 的特点是海水沸腾蒸发是在无换热面的特定空间（闪蒸室）中进行，所以主体部分（各级闪蒸室）不易结垢，因此相对于其他蒸馏法而言，系统运行较为安全可靠。MSF 的缺点是生产同样量的淡水所需海水量较大，能耗相对较高。由于 MSF 法的安全可靠性，

中东许多产油国所建的海水淡化厂大多采用此法，并且与发电厂联合生产。

5. 多效蒸馏法

多效蒸馏法（MED）是海水淡化技术中较早发展成功的方法之一，其原理是利用高温蒸汽与海水的温差进行热交换后，将蒸发出的水蒸气冷凝并收集而成。但由于海水沸腾而造成管线容易积垢及其他因素，使得多效蒸馏法在应用上不如多极闪化法占有率那么大。

多效蒸发海水淡化系统是由单效蒸发组成的系统，即将前一个蒸发器蒸发出的二次蒸汽引入下一蒸发器作为加热蒸汽并在其中冷凝为淡水。每一个蒸发器及其过程称为一效，这样就可形成双效、三效和多效等。多效蒸发有如下的优点：换热过程为沸腾和冷凝变相传热，因此传热系数较高；内循环水量少，因而动力能耗较低。多效蒸发存在的主要问题是：海水直接在加热盘管表面沸腾，所以管壁易结垢，需要经常清洗和采取防垢措施。这使得MED法在应用上不如MSF广泛。

根据工艺流程来区分，多效蒸馏法主要有以下两种设备型式：沉管式蒸发器及管壳式蒸发器。管壳式蒸发器又可分为垂直管蒸发器和水平管蒸发器。

目前，全世界范围内仍以MSF法生产的淡水量较多，但RO法的占有比例有逐年增加的趋势，这是因为用于RO法的逆渗膜的制作技术不断改进，渗透膜的产量增加，能源消耗减小，使得RO法越来越受到市场的重视。

虽然海水淡化技术已经完全成熟，但由于海水淡化的成本比其他淡水资源的成本仍偏高，所以到现在为止，这种技术还没有在我国发展到商业化应用的阶段。目前在国内，不考虑初期的基建投资，淡化海水的成本为4.5～8.0元/吨。随着我国经济建设的不断发展和市政供水价格的放开，利用海水淡化技术制取淡水必将大有市场。

低温多效蒸馏技术由于节能的因素，近年发展迅速，装置的规模日益扩大，成本日益降低，主要发展趋势为提高装置单机造水能力，采用廉价材料降低工程造价，提高操作温度，提高传热效率等。一种低温多效蒸馏法海水淡化设备，包括供汽系统、布水系统、蒸发器、淡水箱及浓水箱，供汽系统的生蒸汽入口置于中间效蒸发器上。

工作方法为：①布水系统对海水进行喷淋；②输入生蒸汽到中间效蒸发器的蒸发管内部；③蒸汽在蒸发管内冷凝传出热量，蒸发管外吸收热量产生蒸发；④新蒸汽输送至其两侧的蒸发管内；⑤管内发生冷凝，管外吸收热量、产生蒸发；⑥各效蒸发器重复蒸发和冷凝过程；⑦蒸馏水进入淡水箱；⑧浓盐水进入浓水箱。

6. 压汽蒸馏法

压汽蒸馏法（VC）是利用压缩机使蒸汽压缩升温（温度升高10℃左右）后成为加热和蒸发海水的热源。实质上是海水预热后，进入蒸发器并在蒸发器内部分蒸发。所产生的二次蒸汽经压缩机压缩提高压力后引入到蒸发器的加热侧。蒸汽冷凝后作为产品水引出，如此实现热能的循环利用。

一般压汽蒸馏法在运行时不需外部提供加热蒸汽，靠机械能转化为热能，因而具有热工效率高、能耗低的优点，但压汽机造价高，易腐蚀、结垢的缺点使其难于更大规模应用。

7. 露点蒸发法

露点蒸发淡化技术是一种新的苦咸水和海水淡化方法。它基于载气增湿和去湿的原理，同时回收冷凝去湿的热量，传热效率受混合气侧的传热控制。露点蒸发淡化技术是以空气为载体，通过用海水或苦咸水对其增湿和去湿来制得淡水，并通过热传递将去湿过程与增湿过



程耦合，使冷凝潜热直接传递到蒸发室，为蒸发盐水提供汽化潜热，以提高过程的热效率。建立了有效传热面积分别为 9.6m² 和 2.75m² 的两台增湿/去湿耦合的露点蒸发淡化设备。建立了相应的实验装置和计算机数据采集系统。分别成功地完成了露点蒸发淡化基本流程与参数相关性实验以及强化传热/传质淡化实验。

8. 水电联产

水电联产主要是指海水淡化水和电力联产联供。由于海水淡化成本在很大程度上取决于消耗电力和蒸汽的成本，水电联产可以利用电厂的蒸汽和电力为海水淡化装置提供动力，从而实现能源高效利用和降低海水淡化成本。国外大部分海水淡化厂都是和发电厂建在一起的，这是当前大型海水淡化工程的主要建设模式。

9. 热膜联产

热膜联产主要是采用热法和膜法海水淡化相联合的方式（即 MED-RO 或 MSF-RO 方式），满足不同用水需求，降低海水淡化成本。目前，世界上最大的热膜联产海水淡化厂是阿联酋富查伊拉海水淡化厂，日产海水淡化水量为 45.4 万立方米，其中，MSF 日产水 28.4 万立方米，RO 日产水 17 万立方米。其优点是：投资成本低，可共用海水取水口。RO 和 MED/MSF 装置淡化产品水可以按一定比例混合满足各种各样的需求。

此外，以上方法的其他组合也日益受到重视。在实际选用中，究竟哪种方法最好，也不是绝对的，要根据规模大小、能源费用、海水水质、气候条件以及技术与安全性等实际条件而定。

实际上，一个大型的海水淡化项目往往是一个非常复杂的系统工程。就主要工艺过程来说，包括海水预处理、淡化（脱盐）、淡化水后处理等。其中预处理是指在海水进入起淡化功能的装置之前对其所做的必要处理，如杀除海生物，降低浊度、除掉悬浮物（对反渗透法），或脱气（对蒸馏法），添加必要的药剂等；脱盐则是通过上述的某一种方法除掉海水中的盐分，是整个淡化系统的核心部分，这一过程除要求高效脱盐外，往往需要解决设备的防腐与防垢问题，有些工艺中还要求有相应的能量回收措施；后处理则是对不同淡化方法的产品水针对不同的用户要求所进行的水质调控和储运等处理。海水淡化过程无论采用哪种淡化方法，都存在着能量的优化利用与回收，设备防垢和防腐，以及浓盐水的正确排放等问题。

10. 溶剂萃取法

指将溶质从一个液相（通常为水相）转移到另一个基本不相混溶的液相（有机相）的传质过程。通过这一过程来抽提（萃取）、分离溶质的方法称溶剂萃取法。是一种分离技术，主要用于物质的分离和提纯，具有装置简单、操作容易的特点，既能用来分离、提纯大量物质，更适合于微量或痕量物质的分离、富集，广泛应用于分析化学、原子能、冶金、电子、环境保护、生物化学和医药等领域。

11. 溴化锂吸收法

溴化锂吸收式海水淡化采用溴化锂吸收式制冷机原理，改用溴化锂对空气的开放式循环，采用特殊真空装置将溴化锂吸水后的稀溶液中的水和溴化锂分开。溴化锂浓溶液具有强烈吸水的特性，浓溶液吸水后变成稀溶液，并放出热量。采用加热和负压蒸馏就可以把稀溶液的水蒸馏出来。将溴化锂吸水机和负压多效蒸馏结合起来用于海水淡化，那么除去水和溴化锂循环所需要的动力外，不要其他热源和动力。并且一直可以将海水蒸干，分离出盐和水。溴化锂吸水机也可以用于膜法海水淡化的浓海水的最后处理，不让高浓度的海水回灌影

响海洋的生态平衡，也就是海水淡化的污染问题。溴化锂吸水机可以放在海边或海上的任何地方，独立在空气当中吸取水分，产品是蒸馏水。溴化锂吸水机还可以在山顶、坡顶、湖边、盐湖边，为兵站、气象站、居民和企业提供饮水和工业用水，并附带产生一定热量可以利用。溴化锂吸收和负压多效蒸馏结合，可以不需要外界热量做到海水百分之百的提取。

12. 太阳能蒸馏法

利用太阳辐射热从海水制取淡水。由于单位产量占用的面积大，产量受到限制。但无需人工能源，操作简便，适用于气温高和日照时间长的地区。

三、海水淡化工程技术的工业应用设计

海水淡化工程技术的发展与工业应用，已有半个世纪的历史，在此期间形成了以多级闪蒸、反渗透和多效蒸发为主要代表的工业技术。

1. 反渗透膜元件的设计与应用

美国海德能公司（Hydranautics）（以下统称为“日东电工集团”）将向世界最大的海水淡化厂供应最新研发的、业界最大尺寸的16英寸SWC5-1640和ESPAB-1640元件。这个海水淡化厂已在以色列索里克（Sorek）一带的沿海城市阿什克伦（Ashkelon）附近兴建。该工厂是以色列即将兴建的第四座大规模淡化厂，到2013年，海水处理日产能将达411000t，为以色列之最。

16英寸膜元件的设计特点如下：

随着全球水资源短缺问题日益严峻，水处理市场也蓬勃发展起来。顺应这种趋势，近年来水处理工厂的产能规模不断扩大。16英寸（直径40cm）反渗透（RO）膜元件的研发使这类大型水处理厂能够大幅降低其初始投资成本以及运营成本。

与传统的8英寸膜元件相比，每个16英寸膜元件的有效膜面积（膜元件中可对原水进行过滤的膜面积）以及产水量可增加四倍。水处理厂的初始投资成本可因此减少约10%，而20年的生命周期成本至少可节约6100万美元。

(1) SWC5-1640的特点

通常淡化海水系统运行时必须通过高压泵向膜组件施加5～7MPa的压力，需要消耗大量的电力。由于SWC5-1640运行所需的压力比传统膜元件低，因此耗电量也相应减少。

一般而言，产水量和脱盐率之间是相互排斥的关系。但SWC5-1640节能性佳，能够在对脱盐率不产生明显影响的前提下获得较高的产水量，因而有助于提高海水淡化工艺的经济效益。

(2) ESPAB-1640的特点

每升海水通常含有4～5mg硼。有资料显示经常摄入硼可对人体造成伤害，因此世界卫生组织（WHO）规定饮用水中的硼浓度必须低于0.5mg/L。

ESPAB-1640可对SWC5-1640处理后的水进行二次处理，从而最大程度地降低硼浓度，使之不会对人体产生影响。

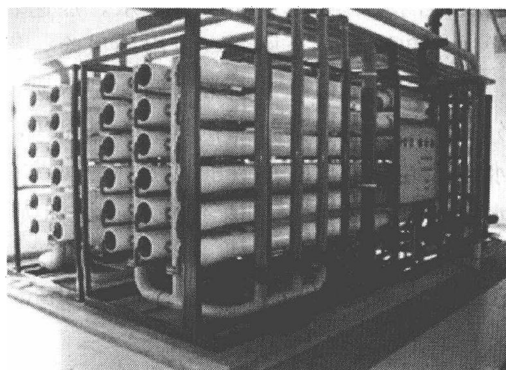
2. 反渗透工艺设计与应用

反渗透（RO工艺）是利用半透膜在压力差的作用下使盐、重金属等杂质分离纯化的水过滤方法，它和自然渗透方向相反。

反渗透膜是用特殊的高分子材料经特殊的工艺制成的半透膜，它只允许水分子及较少小分子盐类透过，而不允许杂质通过。



反渗透净化设备（图 2-5）是由优质的反渗透膜元件净化系统，并配以先进的电器控制系统，组装在独立的机架上面而构成的。


图 2-5　大连鲲达的反渗透净化设备

工艺过程与范围介绍如下：

作为高效的脱盐工艺，反渗透已经广泛地用于纯水制备、产品浓缩等工艺过程（图 2-6）。主要应用于海水和苦咸水的脱盐、锅炉给水和纯水制备、废水的处理与再生、有用物质的再生和浓缩等方面。

工艺流程见图 2-6。

工艺特点如下：

① 连续运行，出水水质稳定。产生超纯水产率可以高达 95%。

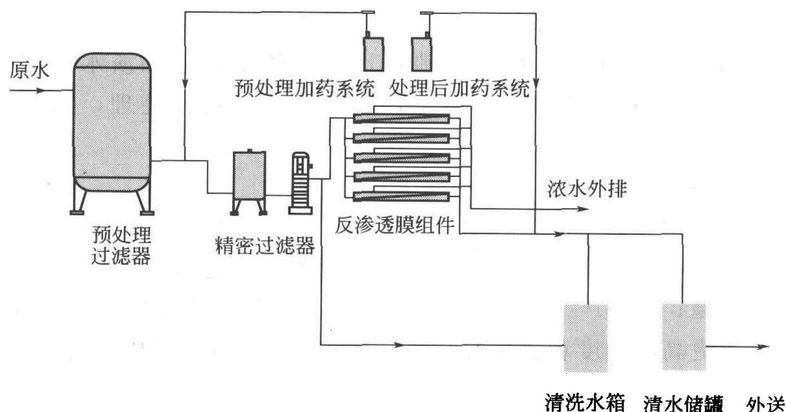


图 2-6　脱盐工艺、纯水制备、产品浓缩等工艺过程

② 无需用酸碱再生，不会因再生而停机。

③ 节省了反冲和清洗用水。

④ 无再生污水，不需污水处理设施，无需酸碱储备和酸碱稀释运送设施。

⑤ 使用安全可靠，避免工人接触酸碱。

⑥ 减小车间建筑面积，低运行及维修成本、安装简单，维护方便。

3. 海水淡化水质控制与设计

(1) 淡化水中矿物离子的控制

淡化水在进入城市管网之前，需要补充一定量的矿物质，其目的主要是维护居民身体健康和稳定水质，使其满足管网输配的要求。

水中各种元素离子对人体健康的影响是一个长期、缓慢的过程。流行病学研究表明，心血管病死亡率与饮用水硬度成负相关关系，水中的钙、镁离子对人体心血管系统有一定的保护功效，其中镁元素相对于钙更有助于降低人体得中风和缺血性心脏病的概率。

水质化学稳定性主要表现在腐蚀性和结垢性两方面。当水中碳酸钙含量超过其饱和值时，会引起碳酸钙沉淀结垢，轻微的结垢可以在管路内壁形成一定的保护膜，使金属表面不与水中的溶解氧直接接触，从而抑制电化学腐蚀。相反，当水中碳酸钙含量低于饱和值时，

已经沉淀的碳酸钙能重新溶解于水，加速管路腐蚀。管路的腐蚀可能会引发“红水”问题，并增加铅和镉等重金属元素析出的风险，影响供水水质，危害饮用者健康。海水经淡化处理后，钙离子含量很低，通常为腐蚀型水质，因此有必要对其进行化学稳定性处理，处理方法可分为三类：①直接投加化学药剂［如 $Ca(OH)_2$ 辅以 CO_2、聚磷酸盐缓蚀剂等］；②与其他水源水混合；③投加碳酸钙固体（如方解石）并使其溶解。OriLahav 等人研究认为，淡化水经再矿化处理后应达到的水质指标为：碱度>80，80<[Ca^{2+}]<120，3<CCPP<10（以上全部以 $mgCaCO_3/L$ 计），pH<8.5，该值已得到以色列水质标准修订委员会（Committeeforthe Updateof Water Quality Standards）的采用。

(2) 石油类污染物的控制

有关资料显示，石油类污染物是我国渤海和东海近海海域主要污染因子之一。石油类污染物的主要成分是脂肪烃、芳香烃和一些含硫含氮杂环化合物等物质，相对分子质量一般在100～300，此类物质在水中的毒性比天然有机物大。大部分脂肪烃在剂量较高时是神经毒素。芳香烃中的苯可以引起白血病，苯并芘可以导致皮肤癌等疾病。硫化物中的硫化氢是剧毒性物质并有恶臭。在 SWRO 系统中，分子量较小的石油类污染物质能透过 RO 膜进入淡化水中。在蒸馏法海水淡化系统中，沸点比水低的物质将和淡水一同被蒸馏出。因此，对于石油类污染物含量较高的海水原水，通常需要进行预处理，如采用活性炭吸附等方法。

(3) 消毒及微生物控制

海水中的病原微生物有原生动物、细菌和病毒等。理论上，在保证膜完整的条件下，反渗透膜可以完全截留水中的病原微生物，但有些细菌可以穿透膜而繁殖。100℃的水温基本可以杀死所有的病原菌；在 60～80℃的水中，大部分病原菌可以在几分钟内被灭活，但要灭活其孢子，则需要更高的温度和更长的时间。在蒸馏法处理工艺中，为了降低能耗，通常采用低压法来降低水的沸点，最低可降至 50～60℃，这样消毒效果则得不到保证。因此，为保证居民饮水的安全，消毒是海水淡化生产饮用水工艺中不可缺少的环节。

(4) 消毒副产物的控制

在海水淡化生产过程中，预消毒处理和后消毒处理都有可能产生消毒副产物。由于海水经脱盐处理后有机物的含量很低，因此预消毒残留及后消毒产生的消毒副产物的量也相对较低。值得关注的问题是，相对于传统净水工艺，海水淡化消毒副产物中溴化消毒副产物含量较高。研究表明，溴化消毒副产物可能比氯化消毒副产物具有更强的致癌性。因此，海水淡化在用于饮用水生产时，应当加强对溴化消毒副产物的监测和控制。

第五节　反渗透技术在 Ashkelon 海水淡化项目中的工艺设计

一、反渗透技术与 Ashkelon 海水淡化

地球上水体总量约为 $13.6\times10^{12}\ m^3$，海水约占 97.2%。在 2.8%的淡水中，仅有 0.23%可以被人类生命活动所利用。随着世界各国经济高速发展和人口的迅速增长与集中，对淡水的需求也日益增加，海水淡化作为未来沿海淡水资源开发的首选，将成为沿海地区解决供水不足的重要途径之一。膜法与其他海水淡化方法相比，具有投资少、能耗低、淡化成

本低、建设周期短等优点，可用于各种浓度的海水淡化和建造不同规模的海水淡化工程。随着膜技术的不断发展，采用膜法进行海水淡化的投资和运行成本将不断下降。

Ashkelon 海水反渗透厂建成于 2005 年，是当时世界最大的采用膜技术进行海水淡化的工厂，目前该厂可提供饮用水量为 $33\times10^4m^3/d$。该项目作为以色列 2000 年启动的海水淡化规划的一部分，旨在解决该国长期存在的供水问题。

Ashkelon 海水淡化厂位于以色列南部地区，每年为南部城市提供 $1\times10^8m^3$ 的饮用水，相当于以色列生活用水总量的 15%。

Ashkelon 海水淡化厂由 VID 海水淡化有限公司运营，该公司是由威立雅水务及其以色列合伙人（IDE 技术有限公司和 Elran 基础设施有限公司）组成的合资公司。25 年的运营协议期满之后，海水淡化厂将移交给以色列政府。该项目造价近 2.12 亿美元，资金来源包括入股和贷款两部分。

海水淡化厂包括膜海水淡化单元和海水提升、浓盐水排放、原水预处理和产水后处理等设施，此外还建有一个专门的联合循环燃气轮机（联合发电）发电厂，提供 80MW 的电力，其中 56MW 供海水淡化处理使用。

先进的反渗透技术和一流的能量回收系统的应用，降低了 Ashkelon 海水淡化厂的运营成本，其吨水处理成本为 0.53 美元/m^3，为同类工艺吨水成本最低。

二、Ashkelon 海水淡化工艺设计

运行的连续性和可靠性是工艺设计的重点。由于该厂设计的饮用水生产能力是设想中的两倍，因此该厂差不多由两个独立的部分组成，每部分提供 $165000m^3/d$ 的饮用水。这两部分共用海水取水系统、海水提升泵站和最终的后处理（再矿化和消毒）设施，这些设施和泵站都具备足够的能力以确保各部分独立运行。整个海水淡化系统平稳的运行和产水水质是由众多因素所保证的，包括海水取水、海水预处理和后处理、连续的监控、基于多年经验的工艺优化以及有效的系统维护。

Ashkelon 海水淡化项目的处理工艺包括 5 个主要部分，工艺流程如图 2-7 所示。

1. 海岸取水设施

考虑到工厂选址的限制和处理量的规模效应，选用了敞开、浸没式的取水装置，包括 3 条平行的高密度聚乙烯管道（管径为 DN1600，长度为 1km），以及为了保证安全取水的特殊构造。聚乙烯管道便于清洁，对海洋生物的生长具有一定的抑制作用。

2. 海水取水与预处理

进水泵站配有 5 台流量为 $35000m^3/h$ 的立式泵，通过两根管线将海水送到预处理设施，每根管线对应着 20 个双层滤料重力滤池。过滤前添加化学药剂，并通过静态混合器混合。在预处理阶段采用硫酸亚铁作为混凝剂、硫酸作为 pH 调节剂，以便在预处理阶段有效地降低 SDI 值。此外，还安装有其他化学药剂投加设备（冲击加氯、聚合物）以便在海水水质恶化时使用。

化学处理系统可以根据流速进行实时调节，并有适当冗余以确保系统的有效性。重力滤池通过石英砂和无烟煤介质实现过滤，滤速为 8m/h。这种慢滤速、长停留时间以及避免形成短流的配水和集水系统保证了过滤的高效率。即使在暴雨的浊度情况下，用这种方式过滤的海水也满足后续处理的要求。这些滤池每两天自动反冲洗一次。

微孔过滤器构成第二级过滤，也是膜处理之前的最后一道安全屏障。

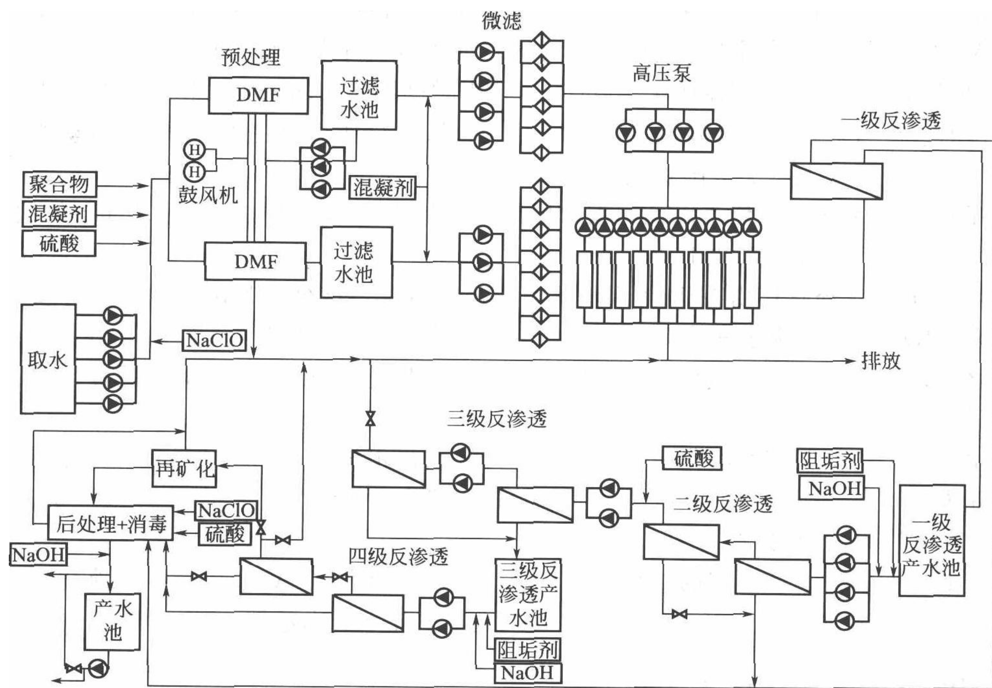


图 2-7　Ashkelon 海水淡化工艺流程

3. 高压泵和能量回收系统

反渗透系统所需的进水压力为 7MPa，是最为耗能的一个部分，因此任何可以减少能耗的措施都可以优化产水的成本。ERD（能量回收装置）的引入为降低能耗提供了可能。

在工厂设计初期，ERD 装置就被引入处理系统，该装置对排放浓水中机械能的回收率可达 96%。ERD 装置大大降低了吨水能耗，同传统工艺相比，吨水能耗可降低 35%左右。

4. 反渗透

过滤后的海水经过高压泵流向反渗透设备，这些设备与先进的双工作交换能量回收（DWEER）设施联系在一起。高压泵和能量回收设备可以各自独立运行，这有助于提高系统的灵活性和效率。

海水淡化设施由四阶段系统组成，这种设计是在考虑到出水水质的情况下采用的（氯化物＜20mg/L，硼＜0.4mg/L）。

① 第一阶段是传统的海水反渗透系统，回收率约为 45%。部分渗透水来自压力容器的进水侧（前端透过水）。这部分水的盐浓度（尤其是硼的浓度）低于整个渗透水的浓度，可以直接与其他阶段的渗透水混合。

② 经过第一阶段处理后的渗透水进入第二阶段，采用高 pH 值，提高膜对硼的去除率，此阶段的回收率为 85%，在这个阶段处理的渗透水成为最终水的一部分。

③ 经过第二阶段处理后的浓盐水进入第三处理阶段，主要是对第二阶段处理的浓盐水进行软化，在低 pH 值下回收率为 85%。由于处于酸化环境，因此在高回收率和高浓度时也不必担心膜表面上会结垢。但是由于 pH 值低，硼去除率很低，部分硼会随渗透水进入下一阶段。因此在这个阶段形成的渗透水还不能被视作成品水，而必须经过第四阶段的处理。

④ 第四阶段的回收率达到 90%。在这个阶段采用高 pH 值，以便去除浓水中的硼。经



过第四阶段处理后的水可以与成品水混合。

在“标准”的两阶段法海水处理中，第二阶段产生的浓水直接进入第一阶段的进水，由于浓盐水的硼浓度太高，因此这种方法未被采纳。

在设计阶段还考虑过其他方案，其中有将浓盐水直接排放或使用硼选择性离子交换剂等。制水成本是确定最佳工艺和设计的一个主要考虑因素。

海水淡化设施由第一阶段的 32 个反渗透装置、第二阶段的 8 个装置、第三阶段的 2 个装置和第四阶段的 2 个装置组成。该设施共采用 25600 支海水膜和 15100 支苦咸水膜。最终采用了 DOW（陶氏）公司的 Filmtec 膜用于反渗透处理。

反渗透膜走廊如图 2-8 所示。

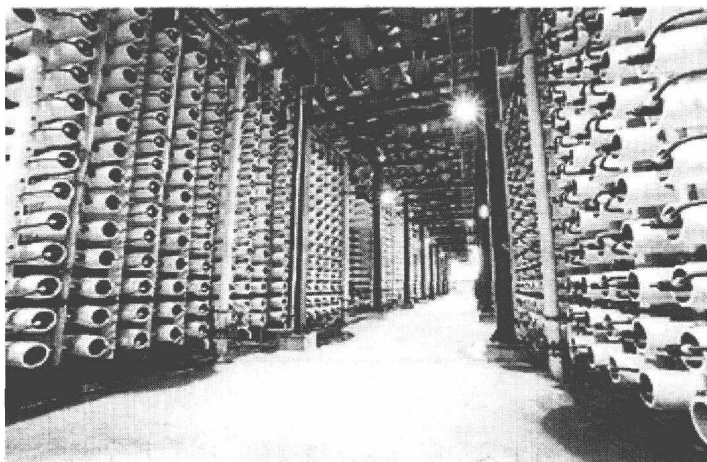


图 2-8　反渗透膜走廊

5. 后处理

经过多个阶段反渗透系统的处理，从硼和氯化物含量的角度来看，出水水质已经符合要求，而采用石灰进行的后处理主要用于在将出水送入国家供水系统之前使之矿化。这个矿化过程以及碱度、硬度和 pH 值的调节过程对于满足饮用水质标准是必不可少的，可以有效防止供水管网的腐蚀。

三、Ashkelon 反渗透创新技术和运营经验

传统的反渗透设备主要由高压泵、能量回收轮机和膜构成，并不适合大规模的反渗透处理厂。改进的办法之一是从本地模式转换成中央模式，采用集中泵输送海水到高压系统比传统方法更经济实惠，能量回收也同样如此。

海水的供应通过建造于海床的 3 条管线向海水淡化厂输送，经过双层滤料滤池的预处理后，海水被送入 32 组反渗透单元，每个单元具有 10000m^3/d 的生产能力。

除了降低总盐度，反渗透系统还去除了细菌、病毒和硼，可以获得良好的产水水质，具体数据如表 2-3 所示。

构成海水淡化厂的两个部分中每个都配有 3 个高压泵，组成 1 个泵送中心，将海水通过共用管线送往各个反渗透装置，另有 1 台泵作为备用。40 个 DWEER 装置构成一个能量回收中心，该中心收集来自各个反渗透装置的加压浓盐水，将能量传输给海水，并通过共用进水管泵送至各个反渗透装置。这种方法有助于提高各个系统的效率。泵的效率是速度和流量的函数，效率高的泵转速和流量都很高。Ashkelon 高压泵达到了最大限度的泵效率（最佳

工况时达到88.5%)。40个DWEER构成能量回收中心，分成10组，每组4个，其中一组备用。这样便于在较大范围内进行能量回收，并提高系统的效率和灵活性。

表 2-3　产水水质

项　　目	海水水质	产水保证值	产水水质(经过后处理)
TDS/(mg/L)	40679	300	180～200
氯/(mg/L)	22599	20	10～15
钠/(mg/L)	12200	40	6～10
硼/(mg/L)	≤5.3	0.4	0.2～0.3
pH 值	8.1	7.5～8.5	8～8.5

由于Ashkelon项目的规模效应，以及近年来反渗透膜价格的降低、ERD系统对能量有效的回收和运营者对运营成本的合理控制，本项目的吨水成本被控制在较低的水平，约为0.53美元/m^3。

第六节　电渗析淡化工程技术与创新工艺设计

一、概述

1. 电渗析定义

以电位差为推动力，利用离子交换膜的选择透过性，将带电组分的盐类与非带电组分的水分离的技术。可实现溶液的淡化、浓缩、精制或纯化等工艺过程。有专家这样解释：以直流电为动力，利用阴、阳离子交换膜对水溶液中阴、阳离子的选择透过性，使一个水体中的离子通过膜转移到另一水体中的分离过程。

电渗析利用半透膜的选择透过性来分离不同的溶质粒子（如离子）的方法称为渗析。渗析属于一种自然发生的物理现象。如将两种不同含盐量的水，用一张渗透膜隔开，就会发生含盐量大的水的电解质离子穿过膜向含盐量小的水中扩散，这个现象就是渗析。

有的专家是这样认为的：这种渗析是由于含盐量浓度不同而引起的，称为浓差渗析。渗析过程与浓度差的大小有关，浓差越大，渗析的过程越快，否则就越慢，因为是以浓差作为推动力的。因此，扩散速度始终是比较慢的。如果要加快这个速度，可以在膜的两边施加一直流电场。电解质离子在电场的作用下，会迅速地通过膜，进行迁移过程，这就称为电渗析。

总之，在电场作用下进行渗析时，溶液中的带电的溶质粒子（如离子）通过膜而迁移的现象称为电渗析。利用电渗析进行提纯和分离物质的技术称为电渗析法等。

2. 渗析膜的结构

渗析膜是用高分子材料制成的一种薄膜，上面有离子交换活性基团。膜内含有酸性活性基团的称为阳膜；有碱性活性基团的称阴膜。从膜的结构上分，又可分为异相膜、均相膜、半均相膜三种。

3. 电渗析的除盐原理

在用电渗析进行除盐处理时，先将电渗析器两端的电极接上直流电，水溶液就发生导电

现象，水中的盐类离子在电场的作用下，各自向一定方向移动。阳离子向负极，阴离子向正极运动。在电渗析器内设置多组交替排列的阴、阳离子交换膜，此膜在电场作用下显示电性，阳膜显示负电场，排斥水中阴离子，而吸附阳离子，在外电场的作用下，阳离子穿过阳膜向负极方向运动；阴膜显示正电性，排斥水中的阳离子，而吸附阴离子，在外电场的作用下，阴离子穿过阴膜而向正极方向运动。这样，就形成了去除水中离子的淡水室和离子浓缩的浓水室，将浓水排放，淡水即为除盐水。这一过程为电渗析除盐原理。

二、电渗析淡化工程技术

电渗析是一种成熟的水处理技术，它是利用离子交换膜对电解质离子进行分离，离子交换膜具有选择透过性，阳离子交换膜只允许溶液中阴离子透过，在外加直流电场作用下，水中离子有选择地定向迁移，从而达到淡化（浓缩）的目的。现已被广泛用于海水、苦咸水淡化，锅炉给水软化和食品、电子、电镀、轻工、化工等行业水处理。

1. 电渗析技术的用途

它至少有如下四方面的用途：

① 从电解质溶液中分离出部分离子，使电解质溶液浓度降低。如海水淡化、苦咸水淡化、制取工业用纯水或饮用纯净水、放射性废水处理等。

② 把溶液中部分电解质、离子转移到另一溶液中去，并使其浓度增高。如海水浓缩、化工产品的精制、工业残液中有用成分的回收等。

③ 从有机溶液中去除电解质离子。目前主要用于食品和医药工业。在乳清脱盐、糖类脱盐和氨基酸精制中应用十分成功。

④ 电解质溶液中，同电性但具有不同电荷的离子的分离和同性电荷离子的分离，只允许一价离子透过的离子交换膜浓缩海水制盐，是前者工业化应用的实例。

2. 电渗析技术的特点

它有如下五方面的特点：

① 耗能低，经济效益显著。实践证明将2000～5000mg/L的苦咸水脱盐至5000mg/L的饮用水是最经济的。

② 系统应用灵活，操作维修方便。根据不同的条件要求，可以灵活地采用不同形式的系统设计，并联可增产水量，串联可提高脱盐率，循环或部分循环可缩短工艺流程。在运行过程中，控制电压、电流、浓度、流量、压力与温度几个主要参数，可保证稳定运行。

③ 不污染环境。

④ 使用寿命长。膜一般可用3～5年，电极可用7～8年，隔板可用15年左右。

⑤ 原水率高。海水、高浓度苦咸水回收率可达到60％以上。一般苦咸水回收率可达65％～80％。

电渗析作为水处理单元，是比较完善的脱盐降氟装置，具备出水量大、拖延率高、维修费用低等特点。作为苦咸水、高氟水净化技术，小型电渗析装置投资少、见效快、易操作、适应范围广，一个自然村几万元，就可以解决全村的生活饮水问题，为高氟水区域的改水降氟开辟了一条新途径。

小型电渗析装置净化苦咸水、高氟水，不掺入任何化学物质，设备所采用的原材料均为无毒材料，不会对环境造成污染。在制水过程中，一部分浓缩水被排掉，这部分水经由电渗析消毒，统一收集起来可用于坑塘咸水养殖，为农民增加收入。长期分层抽取地表一、二组

苦咸水（1～10 为第一组，10～50 为第二组），可以腾出地下水库容，利用天然降雨给予补充，实现“抽咸补淡”的良性循环。

3. 在电渗析过程中，也进行以下次要过程

① 同名离子的迁移，离子交换膜的选择透过性往往不可能是百分之百的，因此总会有少量的相反离子透过交换膜。

② 离子的浓差扩散，由于浓缩室和淡化室中的溶液存在着浓度差，总会有少量的离子由浓缩室向淡化室扩散迁移，从而降低了渗析效率。

③ 水的渗透，尽管交换膜是不允许溶剂分子透过的，但是由于淡化室与浓缩室之间存在浓度差，就会使部分溶剂分子（水）向浓缩室渗透。

④ 水的电渗析，由于离子的水合作用和形成双电层，在直流电场作用下，水分子也可从淡化室向浓缩室迁移。

⑤ 水的极化电离，有时由于工作条件不良，会强迫水电离为氢离子和氢氧根离子，它们可透过交换膜进入浓缩室。

⑥ 水的压渗，由于浓缩室和淡化室之间存在流体压力的差别，迫使水分子由压力大的一侧向压力小的一侧渗透。显然，这些次要过程对电渗析是不利因素，但是它们都可以通过改变操作条件予以避免或控制。

三、电渗析法海水淡化预处理的创新工艺设计

1. 离子极化海水淡化法设计原理

根据电渗析法海水淡化设计所给予的原理，也是对电化学有所了解的共知原理。当连接有直流电源并串接电流表的正负电极插到电解质溶液中，通入直流电，电流表显示，电流迅速衰减，产生这一现象的原因是由于在正负电极的周围产生了极化现象，使阳极周围显酸性；阴极周围显碱性。阳极周围在聚集氢离子的同时，也聚集了大量的金属离子，使阳极周围的离子浓度提高，随电压的高低而浓度表现出大小，同理在阴极的周围聚积有大量显碱性的氢氧根阴离子，也聚集了大量的酸根阴离子，它表现出来是阴极显碱性的溶液特性。之所以产生这种现象，是因为两电极的离子浓度梯度大于两电极之间的离子浓度梯度，也就是说两电极的周围聚集了比两电极之间更多的离子，因此，在两电极表现出酸、碱特性，而在两电极之间的溶液基本上显中性。极化现象使得串接于两电极之间的电流表电流显示变小。这便是离子极化现象所引发的溶液浓度梯度的变化。当直流电压高于一定值时，便在电极的周围发生电解反应，当发生电解反应时，电流又将增加，因为电极反应的产生是由于电极周围产生氧化还原反应所引发的，氧化还原反应的激烈程度决定于两电极之间所加的电压和溶液通过的电流。

这一原理被广泛应用于电解、电镀、阴极保护，以及分析仪表方面。但目前还没有将这一原理应用于水的脱盐，国内有位专家，根据这一原理应用于脱盐技术无疑是创新的，具有创新特性的一项方案，他所应用的原理就是水溶液通直流电后，在两电极上产生的极化现象，极化现象带来的效应便是溶液浓度梯度的变化。阳极富有阳离子，阴极富有阴离子。这一原理的应用便产生了一种新的海水淡化方法：离子极化海水淡化法。

基于这一原理的海水淡化装置便是一项具有创新意义的新设备，它有完善的理论基础和相应的理论数据。它的核心原理便是离子极化和串联电路电压叠加原理，即沿电场方向电场强度依次递减，阳离子向阴极运动，阴离子向阳极运动。

2. 电渗析的处理与离子极化法处理比较

(1) 电渗析的处理过程

① 反离子迁移过程　阳膜上的固定基团带负电荷，阴膜上的固定基团带正电荷。与固定基团所带电荷相反的离子穿过膜的现象称为反离子迁移。如在电渗析器中，淡室中的阳离子穿过阴膜进入浓室就是反离子迁移过程，这也是电渗析的除盐过程。

② 同性离子迁移过程　与膜上固定基团带相同电荷的离子，穿过膜的现象称为同性离子迁移。由于交换膜的选择透过性不可能达到100%。因此，也存在着浓水室中的阴离子会少量穿过阳膜，或阳离子穿过阴膜而进入淡水室，数量虽少，但降低了除盐效率。

③ 电解质的浓差扩散过程　这是由于浓水室与淡水室的浓度差而引起的。其结果是浓水室的离子向淡水室扩散，从而使淡水室的含盐量增加，降低了除盐效率。

④ 压差渗透过程　由于浓、淡水室压力不同，由压力高侧向压力低侧进行离子渗透，因此，如果浓室的压力过高，也会降低除盐效率。

⑤ 水的渗透过程　由于淡水室中水的压力比浓水室要大，因此，会向浓水室渗水，使产水量降低。

⑥ 水的电渗透过程　由于水中离子是以水合离子的形式存在，因此伴随着离子的迁移，故有水的电渗透发生，使淡水产量降低。

⑦ 在运行时，由于操作不良而造成极化现象，使淡水室大量的水电离，在直流电场的作用下，水电离产生的H^+穿过阳膜，OH^-穿过阴膜进入浓水室，在那里与Ca^{2+}、Mg^{2+}生成沉淀，也称为极化沉淀。故此，不仅电耗增加，而且还会造成沉淀等后果。

(2) 离子极化海水淡化法处理的过程

离子极化海水淡化法仅靠离子极化而将两电极之间的低浓度水取出是很难的，因为两电极之间如果距离太大，离子运动路径延长，电阻大，能耗高，而且在两电极上会发生电解反应，因此单纯用两电极之间间隔出的水室想制取淡水是不可行的，因为在两电极上产生电解反应，而电解的产物酸碱相对来讲难以取出，除盐效率极低，我们为了解决这一问题在两电极之间插了许多导电金属隔板，彼此之间用绝缘材料隔开。金属隔板与金属隔板之间就间隔成海水淡化所需的工作室，防腐蚀导电隔板垂直于电场方向，平行于等电位线等距离排列布置构成彼此隔离的狭长水室，海水从狭长的长方形水室一端进入，海水中的阴阳离子在向水室的另一端缓慢流动的同时，将受到电场力的作用，并按各自的淌度向电场方向偏转，阴离子向高电位方向偏转，阳离子向低电位方向偏转，从而使水中的阴阳离子产生浓度梯度，在高电位导电隔板侧，阴离子浓度高，在低电位导电隔板侧，阳离子浓度高，而在中间的水的离子浓度就很低，导电隔板是一个等电位体。在导电隔板两侧分别含有高浓度的阴阳离子，水在流动中带着它们流向导电隔板的尽头，同时，离子运动完成导电的作用。阴阳离子在导电隔板尽头排水口处混合被随水排出，这便是浓水，而从水室中间排出的离子浓度低的水便是淡水。

通过电渗析脱盐方法和离子极化脱盐方法的比较，可以得出，我们的电能的作用全是应用于离子迁移的，不存在电渗析法的诸多弊端，因此它有极高的效率。

一般对电渗析法，水中的离子在直流电场的作用下，可通过半透膜。最初的惰性半透膜电渗析法，主要用于溶胶的提纯，电流效率很低。到了20世纪50年代初，由于选择性离子交换膜的问世，才能够用电渗析法淡化海水或苦咸水。脱盐用的选择性离子交换膜有两种：①阳膜，只允许阳离子透过的阳离子交换膜；②阴膜，只允许阴离子透过的阴离子交换膜。使阴膜和阳膜交替排列，中间衬以隔板（其中有水流通道），夹紧之后，在两端加上电极，就成为电渗析脱盐装置。当海水流经电渗器时，在直流电场的作用下，阴离子透过阴膜向阳

极方向迁移，途中被阳膜挡住去路，被水流冲洗而出；阳离子透过阳膜向阴极方向迁移，途中被阴膜挡住，也被水流冲出。透过阳膜或阴膜的水为淡水。结果，从大约一半的夹层流出的水为淡水，从另一半流出的则为浓缩的海水。

电渗析脱盐所用的半透膜，除要求电阻低、透过的选择性高、交换容量大和水的电渗小之外，还要求有一定的机械强度、尺寸不变和化学稳定性高等。

在电渗析脱盐过程中，反离子（电荷与膜内交换基团相反的离子）在膜内的迁移速度比在溶液里大，致使溶液界面上的离子浓度低于主体溶液浓度而形成浓度差。当电流升至某值时，扩散迁移的离子不足以补充界面上离子的缺额，而使界面浓度趋近于零，这时的电流称为极限电流。如再增加电流，就会迫使界面上的水分子解离，由解离出的 H^+ 和 OH^- 来承担超过极限值那部分电流的输送。这种现象称为极化现象。这不仅使电流白白消耗在无助于脱盐的 H^+ 和 OH^- 的迁移上，而且会引起溶液的 pH 值发生变化，使钙盐、镁盐之类的离子浓度的乘积超过溶度积，而在浓缩海水夹层的阴膜和阳膜的表面沉淀，阻塞水流通道，甚至被迫停机拆洗。防止极化沉淀的根本措施，是设法增加夹层溶液的搅拌作用和布水的均匀性，并把操作电流控制在极限电流之下。此外，定期倒换电极的极性，在浓缩海水夹层中加酸和进行不拆装的化学清洗等，均能延长运转周期。

为确定装置的极限电流密度和确定操作的参数，普遍用 J. R. 威尔孙的经验公式

$$I_{\lim}=Kv^{n}c$$

式中，$I_{\lim}$为极限电流密度（mA/cm^2）；v 为淡水层流速（cm/s）；c 为淡水层的平均含盐浓度（mmol/L）；n 为流速指数；K 为常数。不同的装置，有不同的 n 和 K。通常 n 为 0.5～0.9。

采用高温电渗析，可明显地提高极限电流，防止极化沉淀和降低耗能量。例如：75℃时的极限电流为 25℃时的 2.5 倍，而耗电量仅为 25℃时的 50%。

电渗析脱盐是离子在电场中迁移的结果，用于含盐量高的海水淡化时，单位产量的耗电量大，很不经济，故多用于淡化苦咸水，或结合离子交换技术制造工业纯水，很少单独用于淡化含盐量高的海水。

上述方案是一种区别于现有方式的新型的海水淡化方法，理论上其能耗低、出水量大、淡水品质好，预处理简单，出淡水比例高，而且在阳极上将可以产生氧气和氯气，在阴极上产生氢气。也可以使其在阳极上只产生氧气，在阴极上产生氢气，而氢气是燃料电池的最佳能源。氧气、氯气都是宝贵的资源，而且可以得到大量的卤水，提高盐田的产盐效率。而整个海水淡化装置的运行，可以在用电低谷时段，作为核电站的电负荷调峰使用，其性能和效果远比蓄能式电站成本低，效果好。而这样生产淡水，只是进行电能转化的副产品，因此，此装置的效益不言而喻，使之成为最完美的海水淡化装置。

因此，国内专家在查阅了大量关于脱盐方面技术的基础上，了解各种技术之后方提出以离子极化原理进行海水淡化的一种方式，这种方式是溶液通电后产生的一种自然现象，因此，具有很高的效率。从理论上分析此方法接近海水淡化所需的理论能耗，因此这是一种非常有前景的海水淡化方式，很可能成为人们解决海水淡化的方法之一。此方法在海水淡化方法方面，具有明显的创造性、新颖性、可行性。

四、电渗析苦咸水淡化黄骅市示范工程设计典型实例

1. 概述

目前电渗析已是一种相当成熟的膜分离技术，主要用途是苦咸水淡化、生产饮用水，浓



缩海水制盐以及从体系中脱除电解质。它是目前所有膜分离过程中唯一涉及化学变化的分离过程。在许多领域与其他方法相比，它能有效地将生产过程与产品的分离过程融合起来，具有其他方法不可比拟的优势。与传统工艺相比工序简单，耗能少，产率高。因此电渗析在节能和促进传统技术的升级方面具有很大的潜力。黄骅市在成立了集科研、生产，供水设备的设计、制造、安装、维护为一体的综合服务机构——水利乡村服务中心以来，积极争取国家专项资金 700 余万元，配套和自筹资金 400 多万元，为 9 个乡镇建立了苦咸水淡化站，解决了 12 万余农民的饮水困难和安全饮水问题，改变了黄骅市农民祖祖辈辈喝苦咸水、高氟水的历史。该中心现已成为河北省首屈一指的农村苦咸水淡化与水资源综合开发利用的产业基地。

2. 电渗析苦咸水淡化示范工程设计

黄骅市水利乡村服务中心对全国地下水资源情况进行了调查，并且结合农村实际情况，不同的地下水、地表水水质情况，完成了苦咸水淡化装置的系列化设计。到目前为止黄骅市水利乡村服务中心已经建立苦咸水淡化示范工程 100 多处。其中有的采用反渗透法，大部分采用电渗析法。其中运行时间最长的已经 5 年多，出水符合国家饮用水卫生标准。该中心在几年的实践中积累了丰富的苦咸水淡化经验，对电渗析技术的应用达到了成熟的程度。

黄骅市官庄乡官庄村现有农户 701 户，村民 2721 人，乡机关及学校 1300 人，4000 多人长期饮用地下水。原水水质经检验，氟化物 329mg/L，氯化物 821mg/L，溶解性总固体 2090mg/L。三项指标不符合国家饮用水卫生标准，分别超标 3.29 倍，3.28 倍，2.09 倍，属高氟苦咸水。由于原水硬度较低，经淡化技术的工艺比选，决定该工程采用电渗析膜法淡化技术并进行工程设计，对原地下水实施脱盐降氟处理。

2005 年 4 月工程开工建设，首先修复村中心深机井一眼，井深 520m，水量 $30m^3/h$。在水源井西侧修建淡化设备操作室 $120m^2$，建原水沉淀池一座 $70m^3$，淡水池 $40m^3$。2005 年 6 月 1 日安装 $2.5m^3/h$ 电渗析苦咸水淡化设备一套，并调试成功，正常运营。2005 年 6 月 8 日向全乡群众供应净化水。工程竣工至今，各项运行指标均满足工程设计要求。该工程采用了预处理及后置处理装置，主机采用 4 级 8 段 360 对膜塔式组装方式，配置了自动清洗装置。其工艺流程为：水源井→原水沉淀池→加压泵→多介质过滤器→活性炭过滤器→10μm 精密过滤器→电渗析膜堆→淡水箱→产水泵→5μm 精密过滤器紫外线杀菌器→用户灌装经淡化处理后的净化水。

各项检测指标均符合国家生活饮用水卫生标准（GB 5749—85）。

经检测分析计算，原料水 TDS 为 2090mg/L，水温 25℃，电力价格为 0.49 元/(kW·h) 的情况下，装置达到了以下指标：产品水 TDS 117mg/L；氯化物含量 15.1mg/L；氟化物含量 0.27mg/L；水回收率 62.5%；制水成本为 1.82 元/m^3；装置的制造成本为 1.68 万元/(t/h)。

黄骅市官庄乡官庄村苦咸水淡化站的建成，彻底解决了官庄乡群众长期饮用高氟苦咸水的问题，改善了农民的生活质量和生存环境。实践证明，电渗析膜法淡化技术针对低硬度苦咸水处理具备了出水水质好、制造成本低、操作维护简便等特点。由于用水集中，设备使用效率提高，制水成本明显降低。该工程的实施为广大农村苦咸水区域推广膜法淡化技术起到了较好的示范作用。

第七节　反渗透海水淡化的预处理工艺设计

一、概述

无论是海水淡化，还是苦咸水脱盐，给水预处理是保证反渗透系统长期稳定运行的关键。在制定海水预处理方案时应充分考虑到：海水中存在大量微生物、细菌和藻类。海水中细菌、藻类的繁殖和微生物的生长不仅会给取水设施带来许多麻烦，而且会直接影响海水淡化设备及工艺管道的正常运转。周期性涨潮、退潮，海水中夹带大量泥沙，浊度变化较大，易造成海水预处理系统运转不稳定。海水具有较大腐蚀性，对系统中所采用的设备、阀门、管道件的材质要做一定筛选，耐腐蚀性能要好。

近几年国内发明一种液流式电容法海水淡化的预处理方法，它具有多个预处理程序，其具体的工艺步骤为：海水经多介质过滤器单元→炭过滤单元→精滤单元→超滤单元→纳滤膜单元→符合海水淡化器要求的供水；多介质过滤单元采用石英砂作为滤料；炭过滤单元选用具有较高机械强度的果壳型颗粒活性炭；把海水中泥浆与淤泥、有机胶体、海藻、细菌、岩石、红藻、二氧化硅、铁蚀产物、铁的沉淀物、锰的沉淀物、硬度的沉淀物、氢氧化铝絮凝物等过滤掉，再进入活性炭过滤器，精滤单元，采用滤芯为内径小于 5μm 的中空聚砜纤维；超滤单元采用的超滤膜是截留相对分子质量为 20000～50000 的有机高分子材料超滤膜或无机陶瓷超滤膜；纳滤膜单元采用复合纳滤膜，最后处理好的海水供海水淡化器使用。

此方法的优点是能去除海水中绝大部分的硬度离子，解决了海水淡化设备的结垢问题，延长了海水淡化设备的使用寿命；降低液流式电容法海水淡化器的进水浓度，使海水淡化设备的处理效果大大提高，同时使产水率有了很大提高，进一步降低海水淡化的成本。

二、反渗透淡化工程技术

反渗透技术中的一项新技术，海水蒸馏淡化法是海水淡化研究中最早获得成功的技术，也是目前使用最多、应用最广的海水淡化技术。自从 20 世纪 30 年代在中东地区建立了小型海水蒸馏淡化装置以来，经过几十年的发展，海水淡化装置由小到大，现已达到百万吨级的规模。海水蒸馏淡化的方式有真空沸腾、多级闪蒸、压汽式蒸馏和低温多效蒸馏等。它们的共同特点是淡化水纯度高，适合大规模生产等，存在的主要问题是结垢严重，使传热系数降低，淡化效率下降，设备腐蚀严重，成本较高等。

反渗透海水淡化技术是建立在现代膜技术之上的。海水在通过反渗透海水淡化装置中的膜时，大于水分子的无机盐、有机物等受到膜的阻隔无法通过，从而达到淡化的目的。反渗透海水淡化装置具有一次性投资较少，吨水耗电量较省等优点，但对海水的前处理要求较高。国外应用反渗透技术淡化海水已有多年的历史，其装机容量仅次于海水蒸馏淡化。我国在这方面差距较大，虽然目前从事反渗透技术研究的单位和生产卷式与中空纤维反渗透膜组件的企业已有数十个，但主要用于苦咸水、工业用水和高纯水的制备等，应用于海水淡化的还处于实验阶段。国内 1998 年在舟山创建的反渗透技术海水淡化示范工程，标志着我国反渗透海水淡化技术在产业化方面迈出了可喜的第一步。

随着膜技术的发展，反渗透海水淡化技术将日趋完善，得到更加广泛的应用。

三、反渗透法苦咸水淡化与工艺设计实例

某化学股份有限公司为保证全国最大的 PVC 生产装置项目的供水及解决企业长期发展



免受水资源的限制，同时为解决黄骅市部分地区常年饮用高浓度苦咸水的难题，决定开发储量丰富、可通过降雨及海水渗入自然补充的50～250m地下高浓度苦咸水。

1. 方案的选取

虽然浅层地下水（井深50～250m）的供水量能满足需求，但水质恶劣，距生产工艺要求的水质相差甚远，其水质情况见表2-4。

表2-4 原水水质指标

项 目	数 值	项 目	数 值
K^+、Na^+	3500.32	Ca^{2+}	272.99
Fe^{3+}	0.26	SO_4^{2-}	1071.18
Cl^-	6618.75	I^-	0.74
NO_2^-	0.003	HPO_4^{2-}	0.027
暂时硬度	462.45	负硬度	11.40
可溶 SiO_2	10.33	悬浮物	42.81
硫化物	0.06	COD	1.83
Mg^{2+}	640.63	Fe_2O_3	0.70
NH^{4+}	0.11	Ba^{2+}	0.26
HCO_3^-	573.76	Sr^{2+}	7.19
F^-	1.84	NO_3^-	0.07
全硬度	3317.93	永久硬度	2678.81
总碱度	470.52	TDS	12402.25

注：细菌总数>100个/mL；浊度=5NTU；pH=7.51；水温=16.6℃。

从表2-4可见，原水含盐量为12402.25mg/L，为高浓度苦咸水，其淡化方法可采用电渗析法、反渗透法和蒸馏法。对于该水质而言，如采用电渗析方法脱盐，其耗电指标介于7.0～18.5kW·h，比我国岛屿现有实际运行的反渗透海水淡化工程能耗还要大，故而不予采用。蒸馏法中多级闪蒸淡化技术动力消耗大、运转费用高；压汽蒸馏成熟产品的最大产量为3000m³/d，需6台并联才能达到产水要求，缺乏规模效益；低温多效蒸馏淡化方法虽适用于该项目的苦咸水淡化，但经初步计算得知针对该水质的设备投资高达19000万元，单位造水成本也达67元/m³。同样规模的反渗透淡化装置投资则在2200万元左右，单位造水成本25元/m³，远比低温多效蒸馏淡化方法便宜。其原因是：

① 产品水的水质达到国家饮用水要求即可，不需要生产高纯水；

② 多效蒸馏设备还不具备国产化条件，设备引进的价格较高；

③ 原料水含盐量较低，使得反渗透可在较低压力下操作，达到了节能目的。

因而决定选用反渗透处理工艺。

2. 工艺设计

(1) 预处理系统

根据有关方面提供的水源地水文地质详查情况，局部水源井的浊度较高，在室内放置4～24h后浊度高达40NTU。这可能是原水中存在一些不稳定离子，所处环境改变后还原成胶状物所致。因此，在原水进入淡化装置之前设置集水、澄清沉淀池，以使原水与大气充分接触，并得以澄清沉淀。由于原水中含有微生物，在预处理前加次氯酸钠（2mg/L）杀灭细菌，同时防止和抑制微生物的滋生。杀菌后的水加入絮凝剂（聚合氯化铁5mg/L）进行直流凝聚，以便后续过滤去除。过滤系统分别设置多介质过滤器和细砂过滤器两级过滤系统。参照国内、国外过滤器的运行情况，多介质过滤器的滤速选用10m/h，细砂过滤的滤速选

用5m/h，控制出水污染指数SDI＜3，Fe＜0.05mg/L，COD_{Mn}＜1.5mg/L，pH＝2～11，达到反渗透淡化系统要求的进料指标。预处理反冲洗水采用已经过多级过滤和防结垢处理的反渗透浓水，从而使系统自用原水量降至最低，使系统具有较高的回收率。

(2) 反渗透系统

由于淡化系统采用反渗透复合膜，对氯的耐受程度只有1000mg/(L·h)，而过滤器出水通常含余氯0.1～1.0mg/L，故需在过滤器出水中加入亚硫酸氢钠（3mg/L）还原水中余氯，使游离氯含量＜0.1mg/L，满足反渗透装置的进水要求。另外，原水中Ca^{2+}、SO_4^{2-}、Mg^{2+}、Sr^{2+}等离子含量较高，在反渗透脱盐过程中极易形成难溶组分沉积于反渗透膜表面，造成装置性能下降。因此采用性能较传统阻垢剂六偏磷酸钠为好的阻垢分散剂Flocon260（27mg/L），必要时配合加入盐酸（30%盐酸）可有效防止膜内碳酸钙、硫酸钙、硫酸钡等各种难溶盐类的结垢，并防止铁铝氧化物及其他污染物的沉积。

淡化装置的总容量为18000m^3/d，选用数台装置并联运行。考虑到原水水质的特性，采用介于海水及一般水处理之间的系统回收率65%，既保证水源的充分利用，又防止回收率过高对膜的损害。为实现回收率＞65%的目标，需采用二段工艺操作。考虑到该水质的反渗透操作压力较高，浓水排放较海水处理相对较少，排放量较大，在一、二段膜中间增设能量回收装置，从而减少系统的能量消耗。

鉴于该水含盐量为12400mg/L，属于高浓度苦咸水，且不到常规海水含盐量的一半，无法照搬传统意义苦咸水及海水的处理方式。因此采用苦咸水和海水反渗透膜一级一段、一级二段和二者的混合工艺分别计算。

从计算结果可知，无论采用几台装置并联，从装置能量消耗的角度看，对于一级一段流程，每个压力容器内安装6组反渗透膜最佳；对于一级二段流程，每个压力容器内安装4组膜最佳。从投资的角度看，每个压力容器内安装的膜组件数越多，压力容器的个数越少，同样膜组件数的投资越少；因为6m长压力容器与4m长压力容器的价格并不成比例增长。综合考虑各方面因素，一级二段流程也选用6m长的压力容器，即每个压力容器内安装6组反渗透膜组件。

完全使用海水膜，淡化系统的能量消耗较高，第一段采用苦咸水膜、第二段采用海水膜的能量消耗与两段均采用苦咸水膜的能量消耗相当。完全采用苦咸水膜时，操作压力为294N，到第二段的进口浓度达到24000mg/L，虽然从理论计算上没有问题，但缺乏工程实例，风险较大。因而，反渗透膜堆的排布形式采用第一段苦咸水膜，第二段海水膜。

从能量回收透平的效率曲线上看，透平的容量越大，回收效率越高。装置的并联数量越多，其操作弹性越大，但投资也相应加大；并联数量太少时，操作弹性变小。因此，综合考虑装置效率、供水稳定性等各方面因素，装置的并联数量以三台为佳。最终确定出水水质为(mg/L)：钙＝1.2，镁＝2.7，钠＝70.9，钾＝0.0，硫酸根＝4.4，氯根＝109.0，碳酸氢根＝15.3，总溶解固体＝203.6，出水pH＝5.60。

根据透过水的水质情况，后处理采用pH值调节。透过水加入Na_2CO_3调节pH值，加入量为145mg/L，加入后把pH值调节到7.43，以符合循环水的水质要求及减少对管路的腐蚀。由于调节pH值而加入了纯碱，处理后水的总固溶物含量将有所增加，最后加入1mg/L液氯以防止微生物的污染，提供给用户使用。反渗透装置主体电力消耗为20kW·h/m^3（产水），加入引水及其他附属设备用电共计2.5kW·h/m^3，单位造水成本则为2.48元/m^3。



3. 反渗透淡化工艺结论

沧化集团 18000m³/d 苦咸水淡化工程采用一级二段反渗透处理方式（一段为苦咸水反渗透膜，二段为海水反渗透膜）较为合理。三台装置并联运行时，电力消耗为 25kW·h/m³，单位造水成本<25 元/m³。故而采用反渗透淡化工艺提供沧化集团的循环冷却水是可行的技术路线。

反渗透淡化法的投资费和运行费都是低的。预计反渗透技术将是 21 世纪海水淡化的主要方法之一。

四、超滤技术海水淡化预处理与设计举例

我国水资源匮乏直接或间接地阻碍了国家经济发展。饮用水的缺乏损害了广大人民的身体健康和幸福生活，制约了农业和工业生产发展；缺水问题制约了电力能源扩大生产，电力资源不能满足当前快速增长的经济发展要求时可能引发其他问题。

一般新建电厂，在电力能源的生产过程中，电厂需要大量高品质的水提供锅炉补充水和冷却用水。然而，在大多数地区，水资源不足，政府更不会允许电厂在原已供水不足的条件下提出额外的用水要求。因此，新建电厂为得到政府的批准就必须找到替代水源如海水或废水，或者为使用地表水和地下水付出高昂的费用。庄河电厂充分利用自身地域优势采用科氏 TARGA 超滤技术利用海水，为沿海地区电厂发展开拓了一条经济高效的发展新路。

1. 庄河电厂建设与示范工程设计

水资源制约电力生产，在辽宁省沿海城市庄河新建电厂自然会选择使用海水。庄河地处我国大连地区，该地区是我国第三大港和版图最北端的无冰海港，一方面，大连市政府发达的经济促进了该地区的发展，另一方面该电厂的投产对该地区的经济蓬勃发展起到了巨大的支持作用。

庄河电厂建设工程分为两个阶段进行。第一阶段可提供 1200MW 的电能，已于 2006 年秋完成。第二阶段的工作完成于 2007 年底，总生产容量扩大到 3200MW。第一阶段该电厂从位于 19km 以外的水库取用地表水。第二阶段完成后，该厂将取用海水作为冷却水和锅炉补充水。

为展示最佳技术，庄河电厂已经被设计成为一项示范工程。中国第一个大型海水淡化厂投产于 1999 年，并且至今运行良好。实践证明，反渗透膜系统运行成本低、占地面积小，是一项非常经济的水处理方法。

反渗透系统在庄河电厂也充分显示了其优势，作为一个两段式运行系统其可调节性可满足不同的应用要求。经过第一阶段海水反渗透（SWRO）处理后即可被用于冷却水使用的配套装备。而锅炉补充水由于需要更高品质的水，因此必须通过第二阶段苦咸水反渗透（BWRO）系统处理。

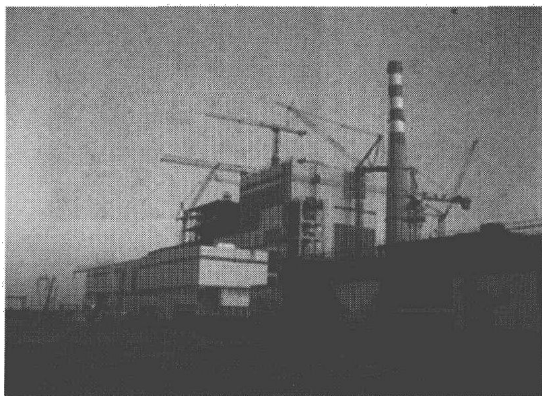


图 2-9　采用超滤系统的庄河电厂外景

为使反渗透系统得到最优的处理效果并保护其免受膜污染，必须在反渗透装置前设置一个预处理系统。由于超滤系统占地面积小，预处理效果优于传统预处理系统，庄河电厂选择了超滤预处理方案（见图 2-9）。另

外，全自动控制和相对低廉的投资成本也是选择超滤技术的重要因素。在中国和世界各地，超滤预处理技术与反渗透系统联用已成为越来越常见的用于淡化厂和其他大型反渗透系统的组合。

北京朗新明环保科技有限公司作为中国提供工业和城市水过滤系统的大型供应商之一，负责设计并安装超滤预处理系统。

2. TARGA 超滤预处理系统设计与安装

庄河电厂负责人在参观了两家使用科氏膜筒作为反渗透预处理的电厂后，选择了美国马萨诸塞州威尔明顿的科氏膜系统公司的 TARGA®-10 超滤系统。

在中国和其他国家，TARGA®-10 超滤膜筒采用专有半透性中空聚乙烯纤维膜系统已成功用于市政和工业用水处理厂并已成功运行了十年以上（见图 2-10）。据统计，在中国 TARGA 膜筒处理水量在 $500000m^3/d$（132MGD）以上。

中空纤维是真正的超滤膜，其截流相对分子质量为 100000，因此可以去除颗粒物和大分子物质。实验证明通过一个完整的错流反渗透膜预处理过程，这些科氏纤维膜可以使浊度降低到 0.1NTU，进水污泥指数（SDI）降低到 1.0～3.0。

在 2006 年 10 月，两组超滤装置投入使用，到 2007 年底另外 3 组随着该电厂第二阶段的完工陆续投入使用。这些组件装置并行运行，每组由 44 个 TARGA 膜筒组成，每组处理水量达到 $232m^3/h$。

在进行超滤处理之前，为保证超滤工艺的处理效果，一方面要采用混凝沉淀的方法对海水进行预处理，该过程选用三氯化铁或聚硫酸亚铁作为混凝剂，必要时辅加阴离子聚丙烯酰胺作为助凝剂，混凝沉淀过程在同一反应池内完成；另一方面为控制微生物的生长，需要向沉淀池内投加次氯酸钠，以保证进入超滤处理前水中游离态余氯量为 0.3～1.0mg/L；另外，要安装孔径为 $100\mu m$ 并可以反冲洗的预过滤器以去除大颗粒。

3. 超滤技术海水淡化发展前景

高效渗透性是海水处理中选择使用超滤最重要的原因，高效的渗透性可减少超滤膜的清洗并延长其他相关元件的使用寿命。使用 TARGA 超滤系统，我们就能够以较低的成本来挖掘无限的海水资源，同时保护我国稀缺的地表水资源（见图 2-11）。

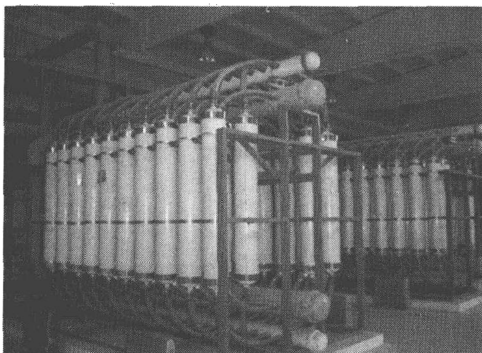


图 2-10 庄河电厂选用 TARGA®-10 超滤膜筒装置详图

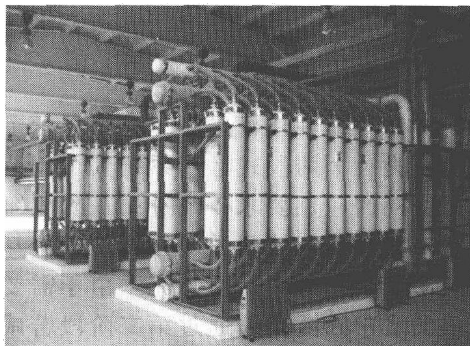


图 2-11 进行 TARGA 超滤预处理装置图

历经两个多世纪的发展，大连已经凭借其自身的沿海战略优势得到了长足的发展，现在，借助超滤和反渗透技术为新建电厂保证其足够的水量，海洋正在以另一种方式为该地区的发展做出自己的贡献。



五、反渗透苦海水、苦咸水淡化典型的工艺实例及解决方案

1. 概述

海水淡化是从海水中获取淡水的技术和过程。主要采用蒸馏法和膜法，蒸馏法以多级闪蒸（MSF）为主，膜法以反渗透（RO）为主。20 世纪 50 年代初，膜技术便被优先提出来，经过产品换代、工艺革新，已发展成为最经济的海水淡化和高盐度苦咸水脱盐技术。目前，高盐度溶液的脱盐技术正向着废水资源化扩展。膜集成水处理技术将会在我国大规模推广应用，而反渗透也将成为新世纪主要的海水淡化技术，其工程稳定可靠与造水成本低廉是吸引用户的主要原因。

北京怡百信公司拥有膜法水处理技术，依靠先进的研究开发手段，将独特的超滤技术和反渗透技术结合起来，在反渗透苦海水、苦咸水淡化方面走出一条创新之路，图 2-12 是该公司反渗透苦海水、苦咸水淡化典型的工艺装置图。

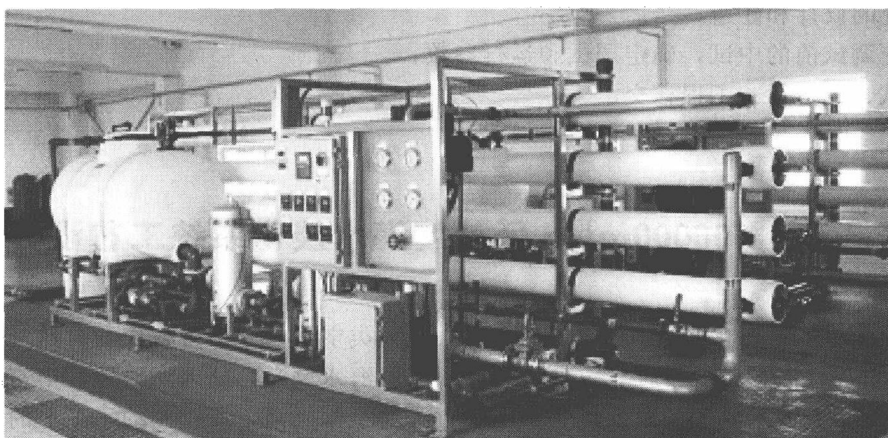


图 2-12　反渗透苦海水、苦咸水淡化典型的工艺装置图

2. 海水淡化典型的技术特征

① 完善的高效过滤系统，确保反渗透进水水质要求，超滤用于高浊度海水预处理；
② 具有各种能量回收的使用经验，高效的能量回收装置，效率可达到 94%以上；
③ 高性能的耐海水腐蚀金属材料的选择确保系统较长的使用寿命；
④ 合理的取水及浓水排放方式；
⑤ 经济的运行成本；
⑥ 模块化的设计理念，使系统位置更为合理，施工更为方便、快捷，满足不同要求。

3. 海水淡化典型的主要技术参数

适用范围：海水。
出水水质：根据客户需求，达到饮用水质标准或工业用纯水水质要求。
回收率：35%～55%。
适应海水温度：20～30℃。
吨淡水电耗：小于 3.0kW・h/m^3。

4. 海水淡化典型工艺设计

见图 2-13。

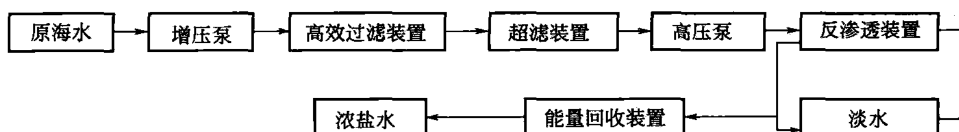


图 2-13　海水淡化典型工艺

5. 反渗透海水淡化项目标准操作程序

对于一个反渗透海水淡化项目，怡百信公司的标准操作程序为：

① 对原海水进行水质全分析试验；

② 对试验结果进行分析研究，制定中试工艺和规模；

③ 中试，确定预处理的工艺和系统的设计参数；

④ 方案和预算；

⑤ 系统的设计和建造；

⑥ 系统调试前的中试，确定调试和运行参数；

⑦ 调试、试运行、工程移交。

第八节　100000m³/d 低盐度海水淡化系统工艺设计

水是生命的源泉，是社会经济发展的命脉，是人类宝贵的、不可替代的自然资源。缺水问题是一个世界性问题，异常天气等环境恶化引起的海水倒灌，使入海口地区丰富的淡水一下子变成苦咸水，淡水资源的紧缺严重影响了人类的正常生活，严重制约了工业的发展。本节阐述了 2006 年 12 月东莞九龙纸业利用反渗透技术，成功将海水倒灌形成的亚海水进行淡化，满足了企业生产的要求，取得了明显的社会经济效益。

一、设备装置及工艺设计

1. 设施概要

设施和主要设备参见表 2-5。

表 2-5　主要设备

设备名称	数　量	产水能力/(m^3/h)	说　明
自反洗滤器	4	3000	
超滤装置	11	2670	10 套运行，1 套反洗
反渗透装置	10	2000	10 套运行

从设备布置方面来讲，水池和泵房设在零标高的地面，主体设备超滤装置和反渗透装置布置在三楼面上，界于三楼和水池上方的夹层敷设管道和电缆，100000m^3/d 所有设备包括一个中间水池、一个产水池都布置在 42m×96m 的平面上，既节约了土地，也充分考虑了安装、维护设备的需要。

2. 工艺流程

该系统的工艺流程如图 2-14 所示，分为海水取水、海水预处理、反渗透海水淡化几个



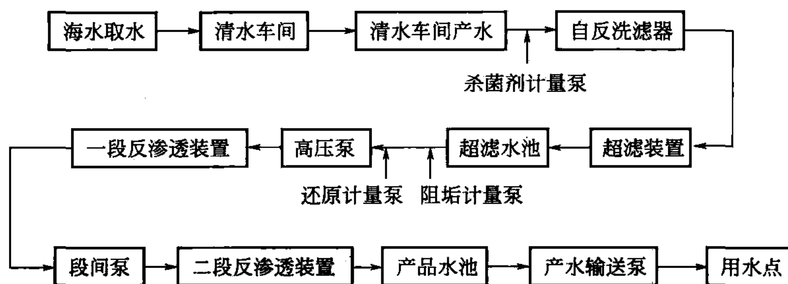


图 2-14 100000m^3/d 低盐度海水淡化系统工艺

部分。

(1) 海水取水

该项目水源采取避开咸潮高峰，在退潮时将相对较淡的水取入蓄水池（见图 2-15 东江水氯根含量），海水由输水管道输送到清水车间，经过投药、混凝、沉淀、过滤等步骤，初步处理后的海水输送到海水淡化系统。

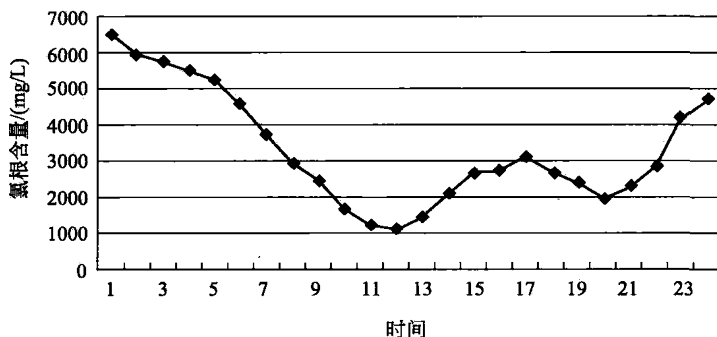


图 2-15 2006 年 2 月 15 日东江水氯根含量

(2) 海水预处理

预处理系统有 1 套杀菌剂投加装置、4 台 1000m^3/h 的自反洗滤器、11 套超滤装置、1 个超滤水池、1 套超滤反洗系统。投加杀菌剂 NaClO 抑制细菌、微生物繁殖。

该系统中 4 台额定过滤流量为 1000m^3/h 自反洗滤器定时、定压差轮换反洗。

超滤装置用以去除原水中的细菌、胶体物质及有机物，确保反渗透进水污染指数值小于 4，防止有机胶体物质及悬浮固体微粒污堵反渗透膜元件，超滤膜元件采用的是外压式 PVDF 膜。

每套超滤装置设置 76 支膜组件，共 11 套，并联运行，每套装置产水量为 267m^3/h，反洗等自用水约 10%，11 套总产水量约 2667m^3/h，超滤的运行采用全流过滤（死端过滤）的模式，进水全部透过膜表面成为产水。定时反洗、气洗、分散化学清洗，视情况或定期进行化学清洗。

设超滤产水池以调节流量的平衡，防止超滤产水波动对系统连续运行的影响，并作为超滤系统反冲洗、气擦洗及分散化学洗过程的水源储存装置，同时在超滤暂时停运过程中，起到后段设备供水缓冲的作用，保证反渗透的进水使整个运行连续、稳定。

反渗透系统前管系中海水的余氯保持在 0.3～0.5mg/L，为防止余氯对膜的氧化破坏，在反渗透高压泵进水管上，投加还原剂 $NaHSO_3$ 还原超滤产水中的余氯。

为防止 RO 膜浓水侧因溶解固型物浓缩出现 $CaCO_3$、$MgCO_3$、$MgSO_4$、$CaSO_4$、$BaSO_4$、SiO_2 等浓度积大于其溶解度平衡常数的结晶析出，影响 RO 膜的脱盐率、水通量等性能，在超滤水进入 RO 装置前需投加阻垢剂。

超滤和反渗透装置见图 2-16。

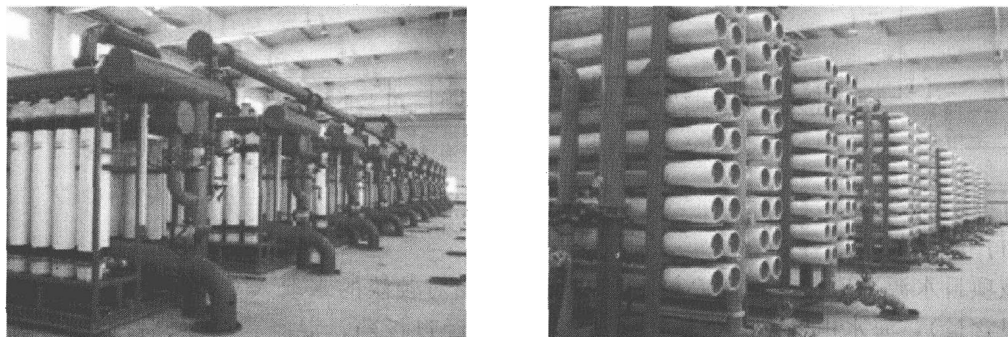


图 2-16　超滤和反渗透装置

(3) 反渗透海水淡化

反渗透海水淡化系统是整个工程的核心。

反渗透海水淡化系统由 10 台高压泵、高压泵控制柜、10 套产水能力为 $200m^3/h$ 反渗透装置，10 台段间增压泵，及 1 台共用的低压冲洗泵等辅助设备组成。

每套反渗透装置采用一级二段连续式，多组件并联单级脱盐流程，膜元件采用美国海得能公司生产的高性能海水淡化复合膜元件，其元件平均脱盐率为 99.6%。整套系统共装有 216×10＝2160 支 8 英寸膜元件，每套反渗透装置分为两段：一段膜堆，24 支装 6 支 8 英寸膜并联；二段膜堆，12 支装 6 支 8 英寸膜并联。它是我国迄今最大的反渗透系统。

为确保系统自动、安全、稳定运行，在工艺和控制技术上采取如下措施：

单套超滤装置压差在达到设定值时报警并自动停机，以保证产水质量。

高压泵压力、流量出现反常时，系统将自动联锁报警，以保护高压泵后反渗透膜元件，反渗透装置的产水出口设有高压保护开关，当因误操作或其他原因使反渗透的出口压力超过 0.25MPa 时，会自动切断高压泵、段间泵的供电，自动进行停机，保护高压泵、段间泵、反渗透膜元件、管道不受损坏。

反渗透开机、停机时即启动淡水低压冲洗系统，停机时冲洗水置换出反渗透膜组件中的浓缩水，以防止加入阻垢剂后产生的亚稳态过饱和微溶盐出现沉淀。

采用化学清洗装置根据反渗透膜污堵情况，配置不同化学清洗液对反渗透膜元件进行循环清洗，也可用以对反渗透膜元件进行加药长期停运保护。

(4) 控制系统

电气及自动控制系统作为反渗透海水淡化系统的一部分，既服务于系统工艺又具有本身的独立性。该自动化集散控制系统以西门子 S7-300 PLC 和 Wincc 监控软件为核心，采用国际主流的 PROFIBUS-DP 现场总线技术，下设远程 I/O 站点，系统全自动运行，无需人工操作。双回路 UPS 供电系统，保证了系统的稳定可靠运行。低压配电柜为安全可靠的 GCS 动力柜；单独设置超滤和反渗透现场控制柜、水泵现场控制柜、加药控制柜等。超滤、反渗透装置均可以设置两级控制状态，即自动、手动。

上位机监控系统具有良好的人机交互功能，操作员既可以通过它发布命令给 PLC，也可以通过它全面了解现场设备的运行情况，还可以方便地修改运行参数，以应对水质的改变。一旦出现异常情况，及时提供详细的报警信息给操作员，并发出报警声，上位机自动采集系统运行的一些重要参数，并自动归档成为历史数据，以利于今后对系统设备运行的连续性进行全面分析处理。

图 2-17 是泵房和电气控制室。

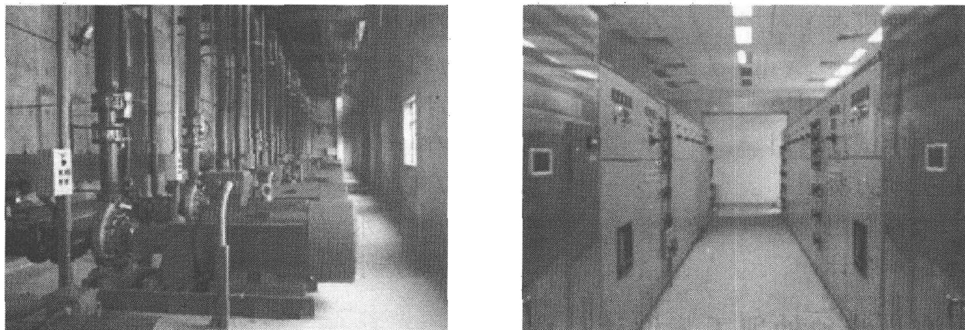


图 2-17 泵房和电气控制室

二、施工和运转情况

东莞九龙纸业 2000m^3/h 低盐度海水淡化系统于 2005 年启动，2005 年 6 月开始设计图纸，2005 年 11 月设备成套完毕，开始现场安装，通过精心的设计、安装施工和调试后于 2006 年 12 月进行 168h 连续联动试车成功后，顺利投入运行。对海水淡化产水进行了分析测量，调试和检测的结果表明，该系统运行参数稳定，各单元设备运行正常，操作简便，性能指标均达到设计要求。具体数据见表 2-6。

表 2-6 性能指标

序　号	项　目	指　标	合同标准
1	污染指数 SDI	3.4	≤4
2	超滤产水流量	2700m^3/h	2700m^3/h
3	反渗透产水流量	2000m^3/h	2000m^3/h
4	反渗透回收率	75%	≥75%
5	反渗透脱盐率	99.7%	≥96%
6	反渗透产水氯根	≤100mg/kg	≤100mg/kg

三、成本与效益分析

1. 计算依据

(1) 装置生产能力　2000m^3/h

(2) 工程总投资　5000 万元

(3) 利息　7%

(4) 装置开工率　40%

(5) 电费成本　0.3 元/度

(6) 单位产水能耗　1.5 度/吨产水

(7) 维修费（以总投资计）　1%
(8) 装置及配套设施使用寿命　10年
(9) 反渗透膜元件平均使用寿命　5年
(10) 化学药剂费用　0.3元/吨产水
(11) 劳动力（三班三人制）　20000元/(年·人)

2. 造水成本

(1) 投资成本　1.00元/吨产水
(2) 电费成本　0.45元/吨产水
(3) 膜更换费用　0.40元/吨产水
(4) 化学试剂费用　0.30元/吨产水
(5) 劳动力费用　0.03元/吨产水
(6) 维修费用　0.32元/吨产水
造水成本合计：　2.50元/吨产水

四、超滤膜法预处理工艺设计

标准海水的含盐量通常在35000mg/L左右，亚海水的含盐量低于正常海水盐度，一般沿海的江河口水域的水因受潮水影响，成为低盐度的亚海水，严重影响该地区生产生活，承担该项目的杭州水处理技术研究开发中心，采用目前国际上先进的超滤膜法预处理工艺，建成目前国内最大规模的日处理亚海水达到5万吨能力的反渗透法亚海水淡化装置，成功解决了该企业用水问题，是我国亚海水淡化技术领域的一个重大突破。

亚海水淡化与纯粹的海水淡化相比，处理成本要低得多。以杭州水处理技术研究开发中心目前所能达到的技术水平，每吨标准海水淡化成本在5元左右，而每吨亚海水淡化成本仅2.5元左右，与现在自来水供水价格基本相当。因此，对于拥有丰富的亚海水资源地区的耗水大户来说，大级别亚海水淡化装置的意义非凡。

目前苦咸水淡化应用比较广泛，其制水成本比较低廉，而高盐度海水淡化制水成本比较高，未能得到广泛的实施，而亚海水淡化处理成本比纯粹的海水淡化低很多，适合于沿海的用水大户，如果可以广泛实施则可以为社会创造出无法估量的效益。

第九节　日本太阳能反渗透法海水淡化系统设计

利用太阳能反渗透法淡化海水是20世纪80年代初开发的技术。太阳能硅电池产生的电源直接用于反渗透海水淡化系统，地域适应性强，流程简单，维护运行方便。生产1m³淡化水耗电9kW·h，反渗透产品水可作为饮用水或工农业生产用水。

一、设计概述

反渗透海水淡化运行的必要条件之一是需有驱动高压泵的电能。太阳能发电技术在海水淡化系统中的应用，使反渗透法能够在无商用电源或电力紧张的地区特别是海岛和沙漠地区淡化海水、苦咸水成为可能。

20世纪80年代初，以太阳能电池为源的反渗海水淡化装置开始在世界上运行。本节以



日本冲绳市濑户和因岛市细岛两个太阳能反渗透法海水淡化系统为例，阐述太阳能反渗透海水淡化系统的利用技术及其目前的水平，初步给出系统的有关设计参数与工艺流程，同时浅析太阳能反渗透海水淡化技术的可行性、实用性与经济性，从而展望太阳能反渗透海水淡化技术的前景。

二、冲绳市濑户太阳能反渗透法海水淡化系统工程设计

冲绳市濑户太阳能反渗透法海水淡化系统位于濑户离海岸较远的地带，由日立制造船有限公司于1982年底开始建造、1983年1月开始正式运转，日产水量15m^3，反渗透产品水经后处理成饮料水。当时尚缺乏利用太阳能发电作为反渗透装置动力源的经验，因而该系统采用了太阳能发电负担装置的一半动力电源，另一半由商用电源以蓄电池方式供电。

冲绳市太阳能反渗透法海水淡化系统设计，由于pec-1000膜耐氧化性能较差，因此在给水中必须添加60mg/L二亚硫酸钠，1.5mg/L灭菌用的次氯酸钠，2mg/L作为砂滤槽凝聚剂的氯化铁。这些化学药品每星期补加一次。

根据当地的气象条件，如果一点都不用外部电源，就需要有60kWp的太阳能电池。冲绳市濑户太阳能反渗透海水淡化系统工程设计，从1983年1月至1984年10月期间每月生产运行，可以看出，日照时间和日辐射量不同，太阳能电池的发电量大不相同，从而显著地影响反渗透产水量。5月份产水量最高，12月份产水量最低。1、2、11、12这四个月的产水量达不到设计值（日产15m^{3}淡水）。因此，由于气象条件原因在太阳能电池供电不足时，采用蓄电池供电以维持正常的产水量是一个较为可取的工艺。

三、因岛市细岛太阳能反渗透法海水淡化系统工程设计

因岛市细岛太阳能反透渗法海水淡化系统位于因岛西北方向约500m的濑户内海的中央部位的小岛——细岛上。该岛面积0.76km^2，人口约100人，居民以农业为主。该海水淡化系统是造水促进中心受新能源综合开发机构委托于1985年开始开发的。首先进行了地区选定条件的研究，基本工艺的设计，以及以气象资料为基础的发电量、造水量的模拟试验。据此在1985～1986年进行了系统的详细设计和制作，1986年末完成了淡化装置工程设计的建造并进行了试运转，1987年和1988年进行该系统工程设计的实际运转研究，寻求系统的最佳化，最后进行综合评价。

因岛市细岛太阳能反渗透法海水淡化系统占地面积2500m^2。太阳能电池系列组合了单晶硅和多晶硅，总容量为30.4kWp，其中多晶硅为3.1kWp，其余为单晶硅。海水淡化系列设置了两级反渗透，一级反渗透生产饮料水，二级反渗透将一级的产品水进一步淡化后作为农业耕作栽培用水。

因岛市细岛太阳能反渗透法海水淡化系统工程设计中的各种供料泵全部由太阳能电池产生的直流电驱动，气象仪器、照明、空调等控制设备的电源为商用电源，因此太阳能电池的电能几乎没有因直交变换而损失。

目前尚未见到因岛市细岛太阳能反渗透法海水淡化系统的实际运行结果，但是根据1986年试运转的结果及气象资料所做模拟计算，可知该系统年间平均每天的产水量为：一级反渗透5.5m^3，二级反渗透4.9m^3。该岛居民从1987年开始可以饮用该海水淡化系统生产的淡水，同时该岛平均每天需4.5m^{3}农业耕作栽培用的淡水也开始由该淡化系统供给。

四、海水淡化系统工程设计

太阳能电池供电的反渗透海水淡化系统工程设计，由于不用外部电源，因此在海岛和沙

漠地区建造和运行具有明显的优越性。淡化系统中配备一定容量的蓄电池，可以消除年度间气象、日照等因素对反渗透产水量的影响。为了使反渗透系统适应日辐射量的变化，可将太阳能电池进行直列式或并列式组合，淡化系统进行单列式或复列式组合，以提高海水淡化系统的生产能力。

反渗透淡化系统的 1/2 以上的电耗是用于泵送海水到反渗透膜。因此，在提高反渗透膜的性能，使反渗透装置紧凑化，进一步改进淡化系统的工艺流程的同时，在反渗透设备上配置能量回收装置，则可望将现行的反渗透设备从海水制取 $1m^3$ 淡水的电耗从 9～10kW·h 下降到 6～7kW·h。

第三章 原水预处理和后处理新技术与新工艺

第一节 反渗透海水淡化预处理新技术与新工艺

一、概述

海水淡化技术（SWRO）使用以来，淡化水的回收率只有30%～40%。为了提高SWRO的回收率、防止污染反渗透膜，要求对海水进行严格的预处理。

国内如天津市属极度缺水城市，大力发展海水淡化是天津市实现可持续发展的先决条件。而天津地处渤海湾，海岸淤泥堆积，比邻大型港口和工业基地，又有海河和排污河河水进入渤海，所有这些因素造成渤海海水污染严重，预处理难度较大。

在国外，Merrilee等人认为中空纤维超滤膜预处理效果较好，出水水质稳定。Hassan等人的研究结果证明纳滤在预处理海水时透过液的SDI<1。

在国内已有多家单位对海水淡化预处理进行研究，如龙泽波等认为利用混凝＋澄清＋砂滤＋超滤或砂滤＋超滤工艺作为反渗透预处理处理渤海海水是可行的。张敬东等利用涡流低脉动混凝技术对高浊度海水进行中试预处理，可有效絮凝沉降海水中悬浮物。刘耀璘等采用$FeCl_3$混凝和粉末活性炭吸附及微滤用于反渗透预处理也取得了较为满意的结果。

本节里主要介绍天津1000m^3/d反渗透海水淡化示范工程。天津科技大学承担了该项目的预处理部分，采用混凝、沉淀、多介质过滤、连续微滤的预处理工艺。经过近两年的试验，总结了该试验中的不足之处，对原有工艺进行了改进，并建成了100m^3/d海水预处理装置，本节就新工艺与原工艺的出水水质及运行成本进行了比较。

二、工艺流程与试验方法

1. 原海水水质

试验期间原海水浊度变化范围为15.42～70NTU，一般为34.54NTU。COD_{Mn}变化范围为4.1～6.1mg/L，一般为4.76mg/L。总铁含量变化范围为0.543～0.9mg/L，一般为0.782mg/L。pH值变化范围为7.9～8.4，一般为8.0。

2. 工艺流程

图3-1和图3-2分别为新预处理和原预处理工艺的流程图。由图3-1可看出自然沉淀池的海水经海水提升泵提升，与经计量泵计量的混凝剂、杀菌剂在射流器中充分混合后进入斜板沉淀池，斜板沉淀池出水直接进入砂滤器过滤。而由图3-2可以看出原工艺采用平流沉淀池和多介质过滤器，混凝剂、杀菌剂采用泵前加药方式。

3. 新的试验方法

取驴驹河防潮闸处海水，对不同时间、温度、水质的海水在投加等量混凝剂、杀菌剂的条件下，采用两种工艺进行对比试验。混凝剂为聚合硫酸铁（液体），加药量30mg/L，杀菌剂次氯酸钠加药量4mg/L。测定浊度采用HANNALP2000-11型散射光浊度计，铁含量

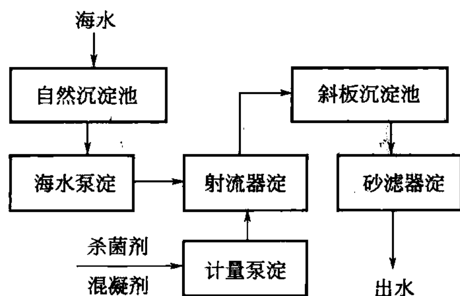


图 3-1 新工艺流程图

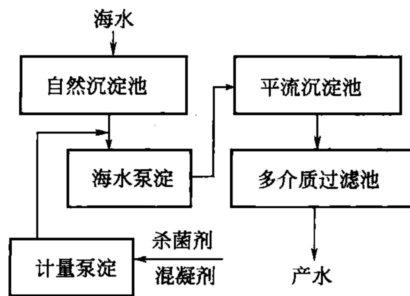


图 3-2 原工艺流程图

采用邻菲啰啉比色法，COD 采用高锰酸钾氧化法。

三、原海水预处理技术新的改进方法

加药后混合效果的重要影响因素之一是流速，在高浊度海水中，泥沙浓度很高，更应强调混凝剂的快速、均匀混合，使药液与悬浮颗粒充分接触。药液投加浓度很高时，会发生两种高浓度液相的自我封闭现象，很难瞬时混合，降低配制药液浓度又很不经济，且操作复杂。原工艺采用在海水取水泵前加混凝剂、杀菌剂的方法，由于泵内混合时间短、混凝反应不充分，致使混凝沉淀效果不够理想。混凝后矾花较小、絮体松散易碎。新工艺中增设的射流器解决了这一问题。它是利用射流负压原理发展起来的一种多用途曝气混合方式，利用流体传递能量和质量，由喷嘴、吸入室、扩压管三部分组成，具有一定压力的工作流体通过喷嘴高速喷出，使压力能转化为速度能，在喷嘴出口区域形成真空，从而将被抽介质吸引出来，两股介质在扩压管内进行混合及能量交换，并使速度能还原成压力能，最后以高于大气压力而排出。原海水通过射流器产生了巨大的剪应力，与来自计量泵的药液剧烈碰撞，在瞬间完成充分混合，为混凝剂在斜板沉淀池中的充分完全反应创造条件。斜板沉淀池与传统平流沉淀池相比具有表面负荷高，去除率高，停留时间短，占地面积小等优点。

第二节 预处理工艺主要设计参数要求与选择

一、概述

为了提高反渗透和系统效率，必须对原水进行有效的预处理。针对原水水质情况和系统回收率等主要设计参数要求，选择适宜的预处理工艺，就可以减少污堵、结垢和膜降解，从而大幅度提高系统效能，实现系统产水量、脱盐率、回收率和运行费用的最优化。

污堵定义：有机物和胶体在膜面上的沉积。

结垢定义：部分盐类的浓度超过其溶度积在膜面上的沉淀，例如碳酸钙、硫酸钡、硫酸钙、硫酸锶、氟化钙和磷酸钙等。

预处理必须考虑全系统连续可靠运行的需要，例如，若混凝澄清池设计或操作不合理时，会对砂滤器或多介质滤器产生超过其极限的负荷。这样的不合理预处理常常造成膜的频繁清洗，其结果是清洗费用增加、停机时间延长和系统性能衰减将会十分明显。

适宜的预处理方案取决于水源、原水组成和应用条件，而且主要取决于原水的水源，例如对井水、地表水和市政废水要区别对待。通常情况下井水水质稳定，污染可能性低，仅需



简单的预处理，如设置加酸或加阻垢剂和 5μm 保安过滤器即可。相反，地表水是一种直接受季节影响的水源，有发生微生物和胶体两方面高度污染的可能性。所需的预处理应比井水复杂，需要其他预处理步骤包括氯消毒、絮凝/助凝、澄清、多介质过滤、脱氯、加酸或加阻垢剂等。工业和市政废水含有更加复杂的有机和无机成分，某些有机物可能会严重影响 RO 膜，引起产水量严重下降或膜的降解，因而必须有设计更加周全的预处理。

一旦确定了所选用的进水水源，就须进行全面而准确的原水全分析。它是确立合适预处理方案和 RO/NF 系统排列设计最关键的依据。

最后，行业的不同也往往决定了 RO/NF 预处理的类型或复杂程度，例如在电子行业，其预处理要比市政膜法水处理行业复杂和严格得多。

二、原水分析

进入 RO/NF 预处理系统的原水类型可按如下规定划分：

来自一级 RO 产水的低盐度高纯度产水或超纯水系统中的抛光阶段的给水，总可溶性固体含量 TDS，最高为 50mg/L；

TDS 小于 500mg/L 的低盐度自来水；

天然有机物含量低，TDS 小于 5000mg/L 的中等含盐量地下水；

TDS 小于 5000mg/L 的中等含盐量苦咸水；

TOC 和 BOD 含量高，TDS 小于 5000mg/L 的中等含盐量三级废水；

TDS 介于 5000～15000mg/L 的高含盐量苦咸水；

TDS 在 35000mg/L 左右的海水。

含盐量为 35000mg/L 的海水称为标准海水，这是因为世界上绝大多数的海水具有上述的含盐量，其中的离子组成比例全世界也十分相近，但是实际总 TDS 变化范围很宽，从波罗的海的海水含盐量为 7000mg/L 到红海和波斯湾的海水含盐量为 45000mg/L。由于土壤影响和内陆水的渗入，近海岸井水的含盐量及组成变化极大。表 3-1 为标准海水组成。

表 3-1 标准海水组成

离子	浓度/(mg/L)	离子	浓度/(mg/L)	离子	浓度/(mg/L)
钙	410	铁	<0.02	硝酸根	<0.7
镁	1310	锰	<0.01	碳酸氢根	152
钠	10900	硅	0.04～8	硼	4～5
钾	390	硫酸根	2740	氯	19700
钡	0.05	氟	1.4	TDS	35000mg/L
锶	13	溴	65	pH	8.1

海水淡化系统的制约因素是物理性质，即高 TDS 所导致的极高渗透压；苦咸水处理系统的制约因素主要是化学性质，即碳酸钙或硫酸钙等化合物因进水不断被浓缩，当超过其溶度积时，会在膜面上发生沉淀或结垢；工业或市政废水处理系统存在大量有机物、无机物、病毒与细菌等微生物和藻类，这样其制约因素不仅仅是物理与化学因素，还有微生物指数，即与膜有亲和反应的有机碳或生物可降解的溶解性有机碳。苦咸水的变化范围极宽，为了提出较佳的工艺设计方案，必须进行水质全分析。

三、结垢控制

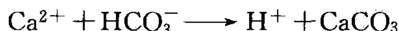
当难溶盐类在膜元件内不断被浓缩且超过其溶解度极限时，它们就会在反渗透膜膜面上

发生结垢，如果反渗透水处理系统采用50%回收率操作时，其浓水中的盐浓度就会增加到进水浓度的两倍，回收率越高，产生结垢的风险性就越大。

目前出于水源短缺或对环境影响的考虑，设置反渗透浓水回收系统以提高回收率成为一种习惯做法，在这种情况下，采取精心设计、考虑周全的结垢控制措施和防止微溶性盐类超过其溶解度而引发沉淀与结垢尤为重要，RO系统中，常见的难溶盐为$CaSO_4$、$CaCO_3$和SiO_2，其他可能会产生结垢的化合物为CaF_2、$BaSO_4$、$SrSO_4$和$Ca_3(PO_4)_2$，为了防止膜面上发生无机盐结垢，应采用如下措施：

1. 加酸

大多数地表水和地下水中的$CaCO_3$几乎呈饱和状态，由下式可知$CaCO_3$的溶解度取决于pH值：



$$Ca^{2+} + HCO_3^- \longrightarrow H^+ + CaCO_3$$

因此，通过加入酸中的H^+，化学平衡可以向左侧转移，使碳酸钙维持溶解状态，所用酸的品质必须是食品级。在大多数国家和地区，硫酸比盐酸更易于使用，但是另一方面，进水中硫酸根的含量增加了，就硫酸盐垢而言，问题会严重。

$CaCO_3$在浓水中更具有溶解的倾向，而不是沉淀，对于苦咸水而言可根据朗格利尔指数（LSI），对于海水可根据斯蒂夫和大卫饱和指数（S&DSI），表示这种趋于溶解的倾向。在饱和pHs的条件下，水中$CaCO_3$处于溶解与沉淀之间的平衡状态。

LSI和S&DSI的定义为：

LSI＝pH－pHs（TDS≤10000mg/L）

S&DSI＝pH－pHs（TDS＞10000mg/L）

仅采用加酸控制碳酸钙结垢时，要求浓水中的LSI或S&DSI指数必须为负数，加酸仅对控制碳酸盐垢有效。

2. 加阻垢剂

阻垢剂可以用于控制碳酸盐垢、硫酸盐垢以及氟化钙垢，通常有三类阻垢剂：六偏磷酸钠（SHMP）、有机磷酸盐和多聚丙烯酸盐。

相对聚合有机阻垢剂而言，六偏磷酸钠价廉但不太稳定，它能少量地吸附于微晶体的表面，阻止结垢晶体的进一步生长和沉淀。但须使用食品级六偏磷酸钠，还应防止SHMP在计量箱中发生水解，一旦水解，不仅会降低阻垢效率，同时也有产生磷酸钙沉淀的危险。因此，目前极少使用SHMP，有机磷酸盐效果更好也更稳定，适应于防止不溶性的铝和铁的结垢，高分子量的多聚丙烯酸盐通过分散作用可以减少SiO_2结垢的形成。

但是聚合有机阻垢剂遇到阳离子聚电解质或多价阳离子时，可能会发生沉淀反应，例如铝或铁，所产生的胶状反应物，非常难以从膜面上除去。对于阻垢剂的加入量，请咨询阻垢剂供应商。必须避免过量加入，因为过量的阻垢剂对膜而言也是污染物。

在含盐量为35000mg/L的海水反渗透系统中，结垢问题没有苦咸水中那样突出，海水中受浓水渗透压所困，其系统水回收率在30%～45%，但是为了安全起见，当运行回收率高于35%时，推荐使用阻垢剂。

阳离子聚电解质可能会与负电性的阻垢剂发生协同沉淀反应并污染膜表面，必须保证当添加阴离子阻垢剂时，水中不存在明显的阳离子聚合物。



3. 强酸阳树脂软化

可以使用 Na^+ 置换和除去水中结垢阳离子如 Ca^{2+}、Ba^{2+} 和 Sr^{2+}。交换饱和后的离子交换树脂用 NaCl 再生，这一过程称为原水软化处理。在这种处理过程中，进水 pH 不会改变。因此，不需要采取脱气操作，但原水中的溶解气体 CO_2 能透过膜进入产品侧，引起电导率的增加，操作者仍可以在软化后的水中加入一定量 NaOH（直到 pH 8.2）以便将水中残留 CO_2 转化成碳酸氢根，碳酸氢根能被膜所脱除，使反渗透产水电导率降低，FT30 膜的脱盐率在中性 pH 范围内较高。

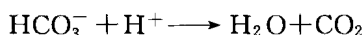
采用 Dowex 离子交换树脂脱除 Ca^{2+}、Ba^{2+} 和 Sr^{2+} 的脱除效率大于 99.5%，可消除各种碳酸盐或硫酸盐垢的危险。

如果及时进行再生的话，采用强酸阳离子交换树脂进行软化是非常有效和保险的阻垢方法，但主要用于中小型苦咸水系统中，海水淡化中不会使用软化法。

这一过程的主要缺点是相当高的 NaCl 消耗，存在环境问题，也不经济。选用 Dowex-Monosphere 均粒树脂和逆流再生工艺，如 UPCORE 工艺，可以减少 NaCl 的耗量到 110% 的理论再生剂所需用量。

4. 弱酸阳树脂脱碱度

采用弱酸阳离子交换树脂脱碱度主要是大型苦咸水处理系统，它能够实现部分软化以达到节约再生剂的目的。在这一过程中，仅仅与碳酸氢根相同量的暂时硬度中的 Ca^{2+}、Ba^{2+} 和 Sr^{2+} 等为 H^+ 所取代而被除去，这样原水的 pH 值会降低到 4～5。由于树脂的酸性基团为羧基，当 pH 值达到 4.2 时，羧基不再解离，离子交换过程也就停止了。因此，仅能实现部分软化，即与碳酸氢根相结合的结垢阳离子可以被除去。因此这一过程对于碳酸氢根含量高的水源较为理想，碳酸氢根也可转化为 CO_2



$$HCO_3^- + H^+ \longrightarrow H_2O + CO_2$$

在大多数情况下，并不希望产水中出现 CO_2，这时可以对原水或产水进行脱气来实现，但当存在生物污染嫌疑时（地表水，高 TOC 或高菌落总数），对产水脱气更为合适。在膜系统中高 CO_2 浓度可以抑制细菌的生长，当希望系统运行在较高的脱盐率时，采用原水脱气较合适，脱除 CO_2 将会引起 pH 值的增高，进水 $pH>6$ 时，膜系统的脱除率比进水 $pH<5$ 时要高。

采用弱酸脱碱度的优点如下：

① 再生所需要的酸量不大于 105% 的理论耗酸量，这样会降低操作费用和对环境的影响。

② 通过脱除碳酸氢根，水中的 TDS 减低，这样产水 TDS 也较低。

本法的缺点是：

① 残余硬度　如果需要完全软化，可以增设强酸阳树脂的钠交换过程，甚至可放置在弱酸树脂同一交换柱内，这样再生剂的耗量仍比单独使用强酸树脂时低，但是初期投资较高，这一种组合仅当系统容量很大时才有意义。

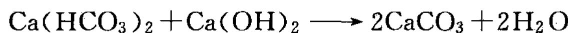
另一种克服这一缺点的方法是在脱碱度的水中加阻垢剂，虽然迄今为止，人们单独使用弱酸阳树脂脱碱时，还从未出现过结垢问题，但是我们仍极力建议你计算残留难溶盐的溶解度，并采取相应的措施。

② 处理过程中水的 pH 会发生变化　因树脂的饱和程度在运行时发生变化，经弱酸脱碱处理的出水其 pH 值将在 3.5～6.5 范围内变化，这种周期性的 pH 变化，使工厂脱盐率

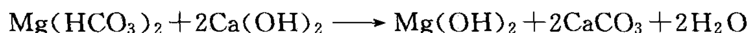
的控制变得很困难。当 $pH<4.2$ 时，无机酸将透过膜，可能会增加产水的 TDS，因此，我们推荐用户增加一个并联弱酸软化器，控制在不同时间进行再生，以便均匀弱酸处理出水 pH，其他防止极低 pH 值出水的方法是脱除 CO_2 或通过投加 NaOH 调节弱酸软化后出水的 pH 值。

5. 石灰软化

通过水中加入氢氧化钙可除去碳酸盐硬度。

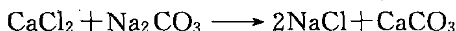


$$Ca(HCO_3)_2+Ca(OH)_2 \longrightarrow 2CaCO_3+2H_2O$$



$$Mg(HCO_3)_2+2Ca(OH)_2 \longrightarrow Mg(OH)_2+2CaCO_3+2H_2O$$

非碳酸钙硬度可以加入碳酸钠（纯碱）得到进一步的降低。



$$CaCl_2+Na_2CO_3 \longrightarrow 2NaCl+CaCO_3$$

石灰-纯碱处理也可以降低二氧化硅的浓度，当加入铝酸钠和三氯化铁时，将会形成 $CaCO_3$ 以及硅酸、氧化铝和铁的复合物。通过加入石灰和多孔氧化镁的混合物，采用 60～70℃热石灰硅酸脱除工艺，可将硅酸浓度降低到 1mg/L 以下。

采用石灰软化，也可以显著地降低钡、锶和有机物，但是石灰软化处理需要使用反应器，以便形成高浓度作为晶核的可沉淀颗粒，通常需要采用上升流动方式的固体接触澄清器，本过程的出水还需设置多介质过滤器，并在进入 RO/NF 之前应调节 pH 值，使用含铁絮凝剂，不论是否同时使用或不使用高分子助凝剂（阴离子或非离子型），均可提高石灰软化的固-液分离作用。

仅当产水量大于 $200m^3/h$ 的苦咸水系统才会考虑选择石灰软化预处理工艺。

6. 预防性清洗

在某些场合下，可以通过对膜进行预防性清洗来控制结垢问题，此时系统可不需要进行软化或加化学品阻垢。通常这类系统的运行回收率很低，约 25%左右，而且 1～2 年左右就考虑更换膜元件。这些系统通常是以自来水或海水作为水源，制造饮用水的单元件不重要的小型系统，其最简单的清洗方式是打开浓水阀门做低压冲洗，设置清洗间隔短的模式要比长的模式有效，例如常用每运行 30min 低压冲洗 30s。

也可以采用类似于废水处理中的批操作模式，即在每批操作之后清洗一次膜元件。清洗步骤、清洗化学品和清洗频率等需要做个案处理和优化。特别要注意采取措施不让结垢层随运行时间的延长进一步加剧。

7. 调整操作参数

当其他结垢控制措施不起作用时，必须调整系统的运行参数，以防止产生结垢问题，因为保证浓水中难溶盐浓度低于溶度积，就不会出现沉淀，这需要通过降低系统回收率来降低浓水中的浓度。

溶解度还取决于温度和 pH 值，水中含硅时，提高温度和 pH 值可以增加其溶解度，二氧化硅常常是唯一考虑需要调节这些运行参数以防止结垢的原因，因为这些参数的调节存在一些缺点，如能耗高或其他结垢的风险（如高 pH 值下易发生 $CaCO_3$ 沉淀）。

对于小型系统，选择低回收率并结合预防性清洗操作模式是控制结垢最简便的手段之一。

在电脑上使用陶氏 FILMTEC 反渗透/纳滤系统分析软件，可以计算出系统是否会有结



垢的倾向，以便提醒客户采取相应的对策。

第三节　海水淡化预处理常用药剂与新产品研究

一、常用混凝剂和絮凝剂与海水淡化预处理

如果过滤前对原水中的胶体进行絮凝或混凝处理，可以大幅度地提高介质过滤器效率，使出水的SDI降低到5左右。硫酸铁和三氯化铁可以用于对胶体表面的负电荷进行失稳处理，将胶体捕捉到新生态的氢氧化铁微小絮状物上，使用含铝絮凝剂其原理相似，但因其可能有残留铝离子污染问题，并不推荐使用，除非使用高分子聚合铝。迅速的分散和混合絮凝剂十分重要，建议采用静态混合器或将注入点设在增压泵的吸入段，通常最佳加药量为10～30mg/L，但应针对具体的项目确定加药量。

为了提高混凝剂絮体的强度进而改进它们的过滤性能，或促进胶体颗粒间的架桥，絮凝剂与混凝剂一起或单独使用，絮凝剂为可溶性的高分子有机化合物，如线型的聚丙烯酰胺，通过不同的活性功能团，它们可能表现为阳离子性、阴离子性或中性非离子性。混凝剂和絮凝剂可能直接或间接地影响RO膜，间接的影响如它们的反应产物形成沉淀并覆盖在膜面上，例如当过滤器发生沟流而使混凝剂絮体穿过滤器并发生沉淀；当使用铁或铝混凝剂，但没有立即降低pH值时，在RO阶段或因进水浓缩诱发过饱和现象，就会出现沉淀，还有在多介质滤器后加入化合物也会产生沉淀反应，最常见的是投加阻垢剂，几乎所有的阻垢剂都是荷负电的，将会与水中阳离子性的絮凝剂或助凝剂反应而污染RO膜。

当添加的聚合物本身影响膜导致通量的下降，这属于直接影响。为了消除RO/NF膜直接和间接的影响，阴离子和非离子的絮凝剂比阳离子的絮凝剂合适，同时还需避免过量添加。

二、高锰酸钾对原水水质助凝及除污染的应用

近年来，随着流动电流混凝投药自动控制系统在全国范围内的广泛应用，所遇到的原水水质条件也越来越复杂，其中有许多水体都受到不同程度的污染，检测出多种有机物，其中有些是EPA规定的优先检出物，对人体有致癌、致突变、致畸性的危害。同时，随着原水水体中污染物数量和种类的增加，水中有机物对混凝投药自动控制的影响越来越被重视。水中有机物的增加，使水体中的各项平衡被打破，朝着胶体稳定性增加的方向发展。许多研究者都得出相同的结论，水中有机物的增加，使达到相同混凝效果时所需混凝剂的耗费量增加，水处理成本上升，也就是说水中有机物浓度越高越不利于混凝。

1. 高锰酸钾助凝及除污染机理

高锰酸钾复合药剂（composite potassium，CP）可以利用其有效的氧化性，通过破坏胶体颗粒表面的有机涂层，降低胶体颗粒表面负电荷和双电层排斥作用、减小颗粒的空间阻碍，从而达到有利于有机物和浊度降低的效果；通过对胶体颗粒表面有机涂层的有机物分子和未与胶体颗粒作用的水中溶解性有机物分子的不同官能团分别发生作用，改变水中胶体颗粒表面有机涂层和未与胶体颗粒作用的水中溶解性有机物的亲水性结构，使改变亲水性结构的溶解性有机物和水中胶体颗粒易于脱稳，从而达到有利于去除有机物和浊度的目的。

高锰酸钾复合药剂在和水中一些物质发生氧化还原反应时，可以改变水中有机物、胶体

颗粒、微生物表面结构或改变金属离子的电荷，从而促使凝聚现象产生，有利于有机物和浊度的有效去除。有研究发现，投加高锰酸钾复合药剂能够氧化水中的 Fe^{2+}、Mn^{2+}，使其变成 Fe^{3+}、MnO_2，这些物质可以与有机物、胶体颗粒、藻类等发生凝聚作用，有利于后续的混凝过程；同时，高锰酸钾氧化能够诱导出颗粒凝聚作用，水合二氧化锰可以与水中细小纤维有机基质、藻类、细小胶体颗粒等通过吸附架桥作用连接到一起，有利于混凝和浊度的去除。

2. 高锰酸钾的生产工艺及方案

由于近年来，海水中发生污水的排入，海水淡化预处理原水受到严重污染，如水厂处理此水源属于高有机物含量的水，是一种比较难处理的水体。

(1) 原水处理工艺

如水厂设计水量为 6 万吨/天，具有两套平行的水处理工艺流程，设计参数相同。在试验期间，原水水温为 5～6℃，平均浊度 28～35NTU，色度为 25 度，COD_{Cr} 为 12.2mg/L。水厂为常规处理工艺，前处理工艺为预氯化，混凝剂采用聚合氯化铝。由于水厂的有机污染物较多，混凝效果较差，从而影响沉淀和过滤效果，出水浊度、色度较高，未能达到满意的处理效果。

(2) 高锰酸钾生产应用试验及方案

每一小时测定一次原水的浊度、色度、水温，同时测定沉淀池出水浊度、色度、水温。生产试验共进行 3 个月，取其中具有代表性的 1 天试验数据做出控制参数变化分析。

为了检验对水中有机污染物的去除效果，针对上述两种处理方法进行了原水和沉后水的一些化学指标测定，所得如下试验分析。

在整个试验运行中，高锰酸钾复合药剂和流动电流混凝投药自动控制系统联合使用的处理工艺中：高锰酸钾的平均投加量为 1.2mg/L，混凝剂的平均投加量为 15mg/L，沉淀池出水平均浊度为 4.1NTU，平均去除率为 90.1%。而该水厂在同样的原水水质条件下，预氯化和混凝剂联合使用的处理工艺中：平均投氯量为 4.0mg/L，混凝剂的平均投加量为 32mg/L，沉淀池出水平均浊度为 5NTU，平均去除率为 87%。比较可知，相同条件下高锰酸钾复合药剂和混凝剂联合使用的处理工艺较预氯化和混凝剂联合使用的处理工艺，沉淀池出水浊度降低 0.9NTU，下降幅度约为 18%；混凝剂的用量节约 17mg/L，节约率约为 53.1%。从沉后水的化学指标来看，在相同原水水质和混凝剂投加量条件下，高锰酸钾复合药剂和混凝剂联合使用的处理工艺中：水中 COD_{Cr} 去除率平均为 32.4%，NH_3-N 去除率平均为 73.2%，NO_2-N 降低至 0.004mg/L，大肠菌群去除率平均为 100%。预氯化和混凝剂联合使用的处理工艺中：水中 COD_{Cr} 去除率平均为 20%，NH_3-N 去除率平均为 70.1%，NO_2-N 降低至 0.004mg/L，大肠菌群去除率为 100%。从上述数据可以看出，高锰酸钾复合药剂对于原水中有机物的去除率要远远高于预氯化的去除率，所以使用高锰酸钾复合药剂对受污染原水进行处理是十分有效的。

总之，在此处理工艺运行过程中，流动电流混凝投药自动控制系统均运行稳定灵敏，流动电流检测值可以迅速准确地随原水水质及水量的变化而变化，及时准确地进行混凝剂投加量的调整，保证沉淀池出水浊度控制在目标值附近。这说明高锰酸钾复合药剂的投加并未对流动电流混凝投药自动控制系统的运行造成干扰，这二者与流动电流自控系统联合使用是可行的。高锰酸钾复合药剂与流动电流混凝投药自动控制系统联合使用，为实现混凝投药控制自动化运行提供了一种新型有效的控制技术。



三、海水淡化预处理絮凝剂研究实例

1. 絮凝技术研究

目前我国水资源严重短缺，现有的大部分水系都遭到不同程度的污染和破坏，开发新的淡水资源已迫在眉睫。近 20 年来，海水淡化技术日益成熟，反渗透（RO）海水淡化工艺已逐步成为海水淡化的主导技术。其技术的关键是反渗透膜，尽管膜及膜组件的生产已相当成熟，但膜的使用寿命短仍然是造成海水淡化成本高的一个主要原因，而膜污染又是造成其寿命短的主要因素。对海水进行预处理是减缓膜污染、延长膜的使用寿命、降低清洗次数（清洗费用一般占总运行费用的 5%～20%）、保证反渗透系统长期稳定运行的关键。因此，反渗透进水前必须去除海水中存在的悬浮微粒、细菌、大颗粒有机物质等，使污染指数达到 2～3。对于污染较为严重的渤海水质，一般的预处理方法很难达到要求，最好是采用加药进行絮凝预处理。

在给水与废水处理中，絮凝技术的应用最为广泛，而絮凝剂则是其中的关键。由于铁盐具有无毒高效的特点，国内外大都采用铁盐作为海水预处理絮凝剂。但由于低分子氯化铁腐蚀性很强，因此无机高分子聚硅酸铁盐絮凝剂成为近年来国内外普遍关注的新一代水处理药剂。该药剂具有游离酸含量少、高效、无毒、低腐蚀性的优点。笔者以酸洗废液和氧化铁皮为原料，制备了聚硅酸氯化铁（PFSC），采用模拟水样对絮凝剂进行了性能评价，并对渤海海水进行了絮凝预处理实验研究。结果表明，该絮凝剂制备工艺先进，产品质量稳定，无二次污染，产品可作为工业用水海水淡化和污水处理的絮凝剂。

（1）海水淡化和污水处理的絮凝剂实验部分

① 主要仪器　pHS－3B 型 pH 计；78HW-1 型恒温磁力搅拌机；TDA 系列恒温水浴锅；JJ-4A 六联搅拌计；Turb 555 浊度仪。

② 实验原料和药剂　酸洗废液取自天津市某轧钢厂，废液组成见表 3-2，硅酸钠、氧化剂和稳定剂等其他试剂均为分析纯。

③ PFSC 的制备

a. 聚硅酸制备　用水稀释一定量的硅酸钠到一定浓度，用盐酸调节溶液 pH 值，室温熟化 4～6h，使硅酸有一定聚合度。

表 3-2　盐酸酸洗废液组成

项　　目	盐酸	Fe^{2+}	总 Fe	Fe^{3+}
$c/(mol/L)$	8.898	2.087	2.094	0.007
$x/\%$	0.736	9.525	9.557	0.032

注：c 为浓度；x 为质量分数。

b. PFSC 絮凝剂的合成　酸洗废液中加入定量的氧化铁皮于四口瓶中，在 70℃水浴中加热反应 3h，反应过程中补加少量盐酸；反应完全后，向滤液中加入稳定剂，搅拌使其完全溶解。将温度控制在 45℃左右，快速搅拌的同时缓慢分批加入定量氧化剂溶液，反应 1h，即得棕红色黏稠状聚合氯化铁。

将所得聚合氯化铁溶液与聚硅酸在常温下复合，熟化一定时间便得到 PFSC。

④ 絮凝性能实验　首先于 1L 自来水中加入 1g 处理过的硅藻土，搅拌均匀后静置 2h，制得模拟水样，浊度为 101.5NTU。

然后在六联搅拌机上进行絮凝实验，每次实验取水样 150mL。先快速搅拌（200r/min）1min，快速搅拌时投加絮凝剂，然后慢速搅拌（70r/min）3min，充分静置后，取上层清液

测定浊度。

⑤ 海水絮凝实验　评定方法：实验室烧杯絮凝沉淀方法。实际水样：海水取自塘沽渤海海水沉淀池，原水浊度为43NTU，pH值为7.8，水温为22℃。

取一定量的海水，加入定量的絮凝剂，先快速搅拌（200r/min）1min，后慢速搅拌（70r/min）3min，充分静置后，取上层清液测定浊度。

2. 实验结果与讨论

(1) 影响絮凝性能的因素

① $n(Fe)/n(Si)$ 对絮凝性能的影响　固定聚硅酸中 SiO_2 质量分数为3%，加入盐酸活化20min至溶液带微蓝色，按 $n(Fe)/n(Si)$ 分别为0.5、1.0、1.5、2.0、2.5、3.0加入一定量的聚合氯化铁溶液，在40℃下熟化1h，然后进行絮凝实验。结果如图3-3所示。

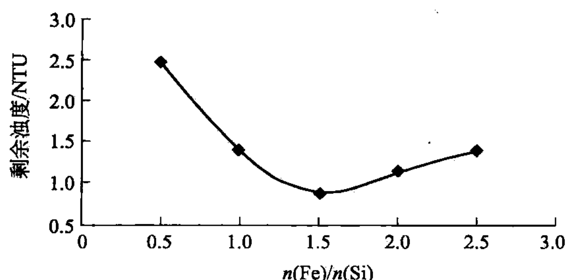


图3-3　$n(Fe)/n(Si)$ 对剩余浊度的影响

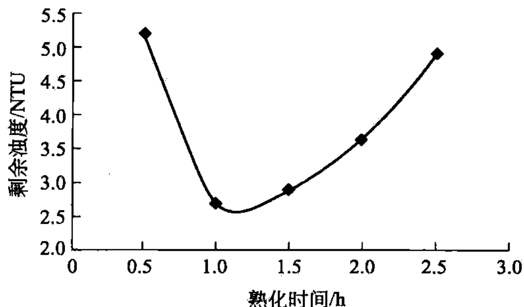


图3-4　熟化时间对剩余浊度的影响

由图3-3可知，随着 $n(Fe)/n(Si)$ 的增大，絮凝除浊效果也随之增加，但并非越高越好，当 $n(Fe)/n(Si)$ 过高时，稳定性和除浊效果都有所下降，所以选取 $n(Fe)/n(Si)=1.5$。

② 熟化时间和温度对絮凝性能的影响　熟化时间和温度是影响产品絮凝性能的两个重要指标。固定聚硅酸中 SiO_2 质量分数为3%，加入盐酸活化20min至溶液略带蓝色，按 $n(Fe)/n(Si)=1.5$ 加入一定浓度的聚合氯化铁溶液。单因素考察熟化时间和熟化温度对产品性能的影响，结果如图3-4和图3-5所示。由图3-4和图3-5可知，熟化时间为1h，熟化温度为40℃时剩余浊度最小，因此选用熟化时间为1h，熟化温度为40℃。实验中还发现，熟化温度过高或时间过长，会导致产品颜色变成棕黄色，产品浑浊，分析原因可能是在硅酸和铁离子结合之前发生了自聚凝胶。

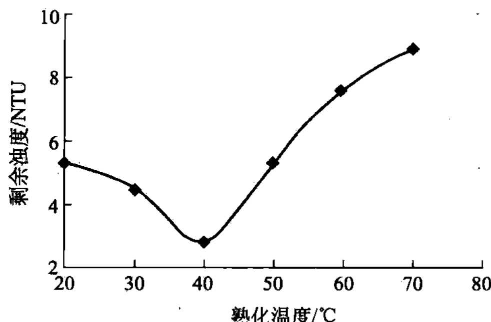


图3-5　熟化温度对剩余浊度的影响

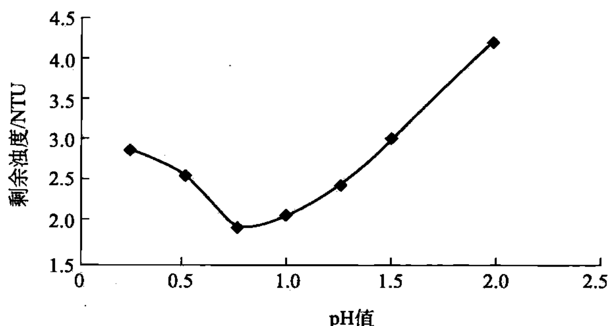


图3-6　pH值对剩余浊度的影响

③ pH值和产品性能之间的关系　pH值对产品性能有很大的影响。在其他制备条件完全相同时，只改变产品的pH值，絮凝结果如图3-6所示。结果表明，pH值过小，合成的



产品黏度小，絮凝效果差；pH 值过大，黏度高，但由于铁离子极易水解生成氢氧化铁沉淀，同样会导致絮凝效果变差。

由图 3-6 可知，pH 值在 0.5～1.5 之间时，有较好的絮凝效果。

(2) PFSC 用于海水预处理

渤海靠近海岸的海水受污染严重，水中既有悬浮物、胶体和溶解物质，还有大量有机物、微生物、细菌、藻类等污染物质，传统的铁系絮凝剂由于其游离酸含量高腐蚀严重而很难适用。采用酸洗废液等工业废料制备了聚硅酸氯化铁无机高分子絮凝剂，并对海水进行了絮凝预处理，考察了不同 pH 值、不同加入量对浊度去除效果的影响。

① pH 值对除浊效果的影响　用自制的 PFSC 对海水进行除浊试验，分别考察了不同 pH 值下聚合硫酸铁 (PFS)、$FeCl_3$、PFC、PSFC 四种絮凝剂对海水除浊效果的影响，试验结果见图 3-7。

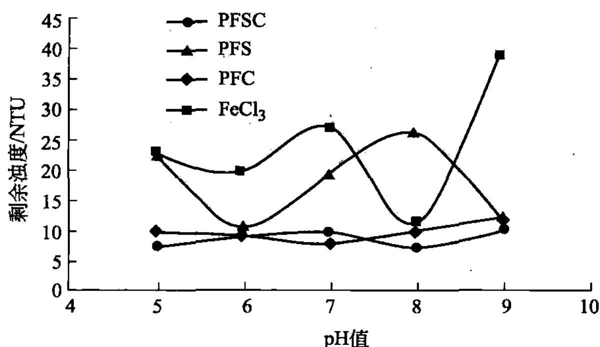


图 3-7　pH 值对絮凝效果的影响

试验条件：原水浊度为 43NTU，水温 22℃，pH 值为 7.8，各种絮凝剂加入量均为 30mg/L。图 3-7 表明，比较的四种絮凝剂对海水的处理效果都不如对模拟水样的处理效果好。分析其原因可能与海水的取水点有关，海水取水点靠近排污口，含有的悬浮物本身就难以处理，导致处理效果不如处理模拟水样好。

由图 3-7 还可以看出，$FeCl_3$ 和 PFC 都出现了两个较佳的 pH 值范围，所不同的是，PFC 的两个 pH 值范围分别在 pH=6 和 pH=9 附近，并且这两个 pH 值范围的除浊效果相差不大；而 $FeCl_3$ 的两个 pH 值范围分别在 pH=6 和 pH=8 附近，在 pH=8 附近的除浊效果要远远好于 pH=6 的除浊效果。自制絮凝剂 PFSC 和 PFC 的适用 pH 值范围都较宽，在 pH 5～9 的范围内的除浊效果均好于 $FeCl_3$ 和 PFS 的除浊效果。总之，$FeCl_3$ 和 PFS 对海水预处理的剩余浊度较高，处理效果不稳定；而 PFSC 的除浊性能好，产生的絮体大，沉淀速度快，絮体体积小，有利于后续水处理工艺的顺利运行。

② 投加量对除浊效果的影响　试验条件：原水浊度为 43NTU，水温 22℃，pH 值为 7.8，选取 PFS、$FeCl_3$、PFC、PFSC 四种絮凝剂分别在其最佳的 pH 条件下对海水进行预处理，比较不同投加量下各种絮凝剂的除浊效果，考察各种絮凝剂投加量对除浊效果的影响，结果见图 3-8。

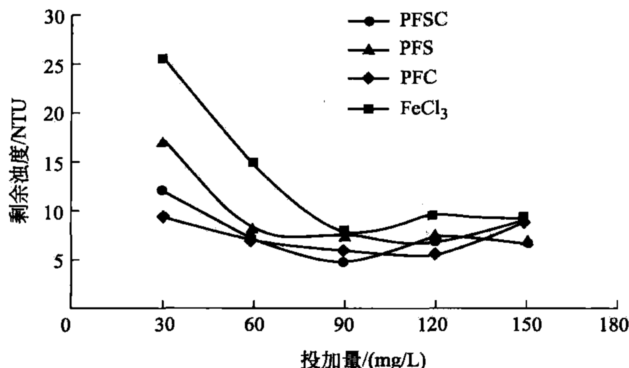


图 3-8　投加量对絮凝效果的影响

图 3-8 表明，投加量在 30～150mg/L 范围内，各种絮凝剂的除浊效果随着投加量的加大都呈上升趋势；而不同的絮凝剂在同一投加量下的剩余浊度又有很大差异。由图 3-8 可以看出，投加量在 30～150mg/L 范围内，自制絮凝剂 PFC 和 PFSC 的絮凝效果均优于 PFS 和 $FeCl_3$，尤其

在低投加量下的除浊效果要远远好于市售 PFS 和 $FeCl_3$。

3. 海水絮凝机理的探讨

海水中悬浮颗粒物的表面性质和分散稳定性与河水不同，絮凝机理与河水也不尽相同。铁的无机盐是目前水处理中较常用的絮凝剂，这类絮凝剂处理天然水中浊度物质时，其主要机理是压缩双电层和电中和作用。在中性或碱性条件下，Fe^{3+} 在水解过程中可生成无机高分子电解质并具有在粒子间进行架桥的能力，这种吸附架桥作用可加速或强化絮凝过程。而海水中已经存在大量电解质，悬浮颗粒表面的双电层受到极限压缩，厚度趋近于零，因此，对于海水来说，再投加电解质对于双电层已没有影响。而 PFSC 和 PFC 无机高分子絮凝剂在进入海水时能更快地发挥吸附和架桥功能，所以无机高分子絮凝剂 PFSC 和 PFC 较 $FeCl_3$ 对处理海水来说具有更好的除浊效果，适用的 pH 值范围更宽，在 pH 5～9 的范围内均有很好的除浊效果。

总之，①利用钢厂酸洗废液通过氧化、聚合、熟化等工艺过程制备了 PFSC 无机高分子絮凝剂。②当 $n(Fe)/n(Si)=1.5$、40℃熟化 1.5h、pH 值为 0.5 时，制备的产品有较宽 pH 适用范围，在 pH 5～9 的范围内均有很好的除浊效果，形成絮体速度快，颗粒粗大密实，易沉降，絮体体积小，有利于后续的水处理工艺顺利运行。③在投加量 30～150mg/L 范围内，PFC 和 PFSC 的絮凝效果优于 PFS 和 $FeCl_3$，特别是在低投加量时表现更为明显。

第四节　海水原水混凝沉降工艺中除浊与除铝及过滤器（后处理）去除新技术

一、铝的危害及来源

铝是地壳中分布广含量多的金属元素之一。铝由于其特殊的性质及丰富的含量在现代科学技术和工业中被广泛应用，给我们带来了方便。但是，随着科技的进步，铝对自然、对人类不利的一面也逐渐引起了人们的注意和研究，特别是铝对人体健康的影响问题越来越引起人们的关注。

近代医学表明，过量摄入铝会引起如下疾病：老年性痴呆症，记忆力减退；使骨质变得疏松软化；肾功能失调，肾衰竭及尿毒症；使血液和心血管发生疾病；对体细胞及生殖细胞有致突变的作用。此外，铝对动植物及工业等方面也存在不同程度的危害。

人体摄入铝的主要途径之一便是饮用水。饮用水中铝的来源比较复杂，主要有以下几个途径：

① 土壤中的铝溶解进入天然水体；

② 给水处理中铝盐混凝剂的使用是出水残余铝升高的直接原因；

③ 含铝工业废水不合理排放也会增加接纳水体的含铝量。

欧美许多发达国家制定了饮用水中铝的限制指标。在我国卫生部即将颁发的《生活饮用水卫生标准》中也将铝列为饮用水水质控制指标之一，并明确规定饮用水中铝含量不得高于 0.2mg/L。然而，饮用水中铝浓度超标问题在我国十分严重。在全国范围内的 40 个城市中，饮用水中铝浓度超过 0.2mg/L 的占 32.5%，在东北地区更高达 76.9%。显然研究降低饮用水中铝浓度的问题十分迫切。针对我国水厂基本上以常规水处理工艺为主的现状，研究常规



水处理工艺的除铝性能是有实际意义的。

二、常规水处理工艺除铝的可能性

如果以物理存在形态划分，水中的铝以两种状态存在，即颗粒铝（以固态存在的铝）和溶解态铝。铝化合物的溶解度较小，据文献介绍，在 pH 值为 6～7 时，溶液中溶解态总铝量理论计算值仅为 0.001～0.004mg/L。铝在水中主要以颗粒铝的形式存在，构成水中胶体成分的一部分。根据混凝的基本理论，在铝盐水解絮凝过程中，既有出现铝盐混凝剂的水解、产生大量氢氧化物的过程，同时也有实现胶体脱稳、"碰撞絮凝"的过程。在此过程中，通过絮凝体的形成及大颗粒对微细颗粒及铝离子和其络合离子的吸附，在去除水中的微细颗粒的同时，也大幅度地降低了水中残余铝。因此绝大部分的颗粒铝有可能通过混凝、沉淀、过滤等常规处理工艺去除。

有关专家对此也进行了专门的实验。取原水浊度 102NTU、含铝量 0.65mg/L 的水进行混凝沉淀，沉后水含铝量 0.141～0.322mg/L。采用孔径为 0.451μm 的混合纤维素膜对此沉后水进行过滤，考查滤后水的浊度与残余铝。

从上述实验可见，经过 0.45μm 的超滤膜过滤后，滤后水的浊度基本上都降低到 0.5NTU 以下、残余铝降低到 0.09mg/L 以下。一般认为，该尺寸的超滤膜基本代表了常规水处理工艺的澄清处理能力。所以上述实验证明了在常规的水处理工艺中可以通过去除浊度来达到降低水中余铝的目的，通过优化水处理工艺，使出水余铝达到水质标准的要求是可能的。

三、多介质过滤器（后处理）去除新技术

1. 后处理概述

后处理（post-treatment）是与预处理相对应的，是最后加工完善以前进行的工作，或者是对某一阶段性工作后进行的步骤，具体应用在不同的行业或领域，会有不同的解释。

例如：在 GPS 后处理中是指对采集的数据进行剔除精细的过程。

在海水原水软化除盐中是指：连接在除盐系统后面的精处理系统，通常由精密过滤、紫外线杀菌及反渗透器等装置组成。它多安装在用水点附近。

海水原水含有的悬浮物凝聚的片状物用沉淀等方法所不能去除的黏结胶质颗粒，可将水通过压力滤器内所装的滤层，使水达到透明。

一般使用于进水浓度≤20mg/L 要求经过过滤出水浊度在 5mg/L 以内，能符合饮用水水质标准的工业用水和生活用水的工矿企业和城镇给水处理设施。对工业污水中的悬浮物、固体物等有很好的去除效果。能有效地去除水中各类细菌、残留物、重金属离子等有害健康的物质，更能去除常规手段无法去除的三氯甲烷、氟等致癌致病物。

2. 多介质过滤器去除水中大颗粒悬浮物杂质

多介质过滤器是利用一种或几种过滤介质，在一定的压力下把浊度较高的水通过一定厚度的粒状或非粒状材料，从而有效地除去悬浮杂质使水澄清的过程，常用的滤料有石英砂、无烟煤、锰砂等，主要用于水处理除浊，软化水、纯水的前级预处理等，出水浊度可达 3 度以下。

(1) 工作原理

多介质过滤器（又称机械过滤器）是以呈层状的无烟煤、砂、细碎的石英石或其他材料为床层，床的顶层由最轻和最粗品级的材料组成，而最重和最细品级的材料放在床的底部。

其原理为按深度过滤——水中较大的颗粒在顶层被去除，较小的颗粒在过滤器介质的较深处被去除。从而使水质达到粗过滤后的标准。

(2) 性能特点

多介质过滤器可去除水中大颗粒悬浮物，从而降低水的 SDI 值，满足深层净化的水质要求。该设备具有造价低廉，运行费用低，操作简单；滤料经过反洗，可多次使用，滤料使用寿命长等特点。

(3) 应用范围

多介质过滤器广泛用于水处理工艺中，主要用于水处理除浊、软化水、电渗析、反渗透的前级预处理，也可用于地表水、地下水的除泥砂等。

(4) 产品简介

一般生产的多介质过滤器按控制类型可分为手动型和全自动型。手动型主要是通过阀门的调节来控制过滤器的运行、正洗、反洗；而全自动型是通过 FLECK 控制器来进行对过滤器运行、正洗、反洗等状态的控制，按罐体材质可分为玻璃钢罐、碳钢罐、不锈钢罐，罐内壁可根据用户要求做内涂环氧涂层或衬胶防腐。

第五节　用超滤膜处理高浊度海水原水的新技术与新工艺

一、概述

海水淡化作为解决水危机的有效途径之一，已在许多国家和地区得到了广泛的应用。我国某滨海电厂设计采用“超滤＋反渗透”的海水淡化工艺制取淡水，作为厂区所需的工业及生活用水。由于海水中的硬度、全固溶物和其他杂质的含量均较高，加之受潮汐和附近工厂排污等因素的影响，该电厂附近海域的海水浊度变化相当大，1h 内浊度可从几十上升至几千（NTU)，为给后续的反渗透系统提供稳定合格的给水，要求预处理系统所用的超滤膜不仅具有优良的截污能力和稳定的水通量特性，还应具有较强的抗污染性和抗冲击性。然而，超滤膜与反渗透膜最大的不同是产品的不可替换性，不同品牌的超滤膜基本上是不能互换使用的，这就增加了超滤膜用户的风险。一旦在选择超滤膜的品牌和应用上出现失误，不仅会影响厂区用水，还可能延误整个电厂建设的进程，给投资方造成重大的经济损失。为此，选取了几种较为知名的超滤膜产品进行中型规模的现场试验，测试了其对现场高浊海水的处理效果。

二、超滤膜的新工艺装置及工艺流程

1. 新工艺装置及工艺流程

现场新工艺装置主要由混凝澄清系统加超滤装置组成，其主要参数为：取水泵 3 台，2 用 1 备，$Q=25m^3/h$；清水箱 $5m^2$；清水泵 6 台，5 用 1 备，$Q=7m^3/h$，$H=40m$；超滤装置，5 套。工艺装置如图 3-9 所示。

取水泵将电厂附近海域的海水提升至反应沉淀池进行混凝澄清处理，以除去水中的悬浮物和胶体，降低原水浊度；反应沉淀池的出水自流入清水箱，清水泵将清水经前置过滤器送入超滤装置，超滤产水作为反渗透系统的进水。实验期间，反应沉淀池的出水水质如表 3-3 所示。



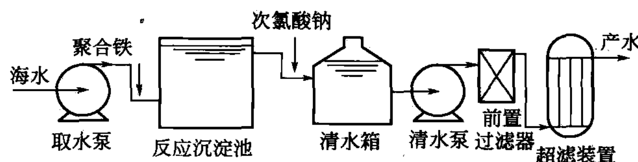


图 3-9　试验装置示意

表 3-3　反应沉淀池的出水水质

项目	温度/℃	pH	浊度/NTU	COD/(mg/L)	全硅/(mg/L)	胶硅/(mg/L)	铁/(mg/L)
最大值	26.5	7.7	56.7	7.5	67.3	55.5	4.5
最小值	31.7	7.0	1.5	0.49	14.1	1.5	0.5
平均值	28.8	7.2	8.9	1.9	22.3	11.5	1.3

2. 超滤膜的工艺参数

超滤装置的核心是超滤膜元件，就产品形式而言，超滤膜分为板框式、卷式、管式和中空纤维式。中空纤维膜因其压力低，通道无死点，通量高及能反洗的优势而在水处理中得以广泛的应用，是目前生产技术最成熟、生产厂家最多和商品化程度最高的超滤膜。因此，此次试验选取了 5 种国内外知名的中空纤维超滤膜产品进行研究，编号为 1 号、2 号、3 号、4 号、5 号，各膜的工艺参数如表 3-4 所示。

3. 分析项目及方法

浊度采用 Model 2100P 便携式浊度仪测定（美国 HACH 公司），COD 用高锰酸钾法测定，硅用 GB/T 14417—1993 方法测定，铁用 DL/T 502—1992 方法测定，SDI15 用 DL/T 588—1996 方法测定。

表 3-4　超滤膜的工艺参数

编号	膜材料	运行方式	结构	进水温度/℃	进水压力/MPa	pH	膜面积/m^2	水通量/[L/(m^2·h)]	允许透膜压差/MPa
1 号	PES+PVP	内压式	海绵状	<40	≤0.3	1～13	35	70～100	<0.20
2 号	PVDF	外压式	海绵状	<40	≤0.6	2～11	33	40～120	<0.21
3 号	PES	内压式	海绵状	<45	≤0.5	2～13	46.5	86～145	<0.14
4 号	PVDF	外压式	海绵状	<40	≤0.3	1～10	50	100～200	<0.30
5 号	PES	内压式	不对称楔型	<50	≤0.31	1.5～13	31.3	68～144	<0.24

三、处理高浊度海水原水的去除新技术

根据业主的要求，试验期间，1 号～5 号超滤装置均采用全流过滤的方式运行，产水通量恒定为 100L/(m^2·h)，反洗周期 30min，反洗时间 90s（外压式膜包括气擦洗时间）。试验过程中主要记录和监测各超滤膜的运行参数和产水水质。

1. 浊度去除效果

浊度是衡量超滤产水的一个直接而重要的指标，试验期间各超滤装置产水浊度变化曲线见图 3-10。

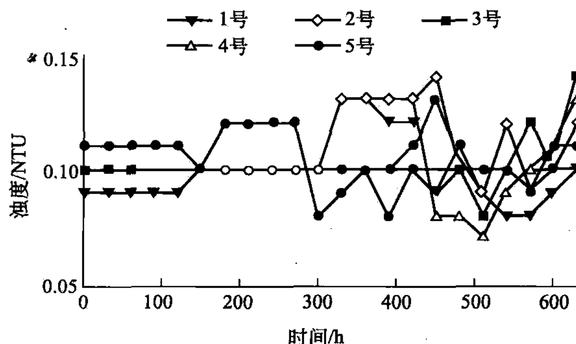


图 3-10　超滤装置产水浊度变化曲线

由图 3-10 可知，1 号～5 号超滤装

置产水浊度范围为0.081～0.14NTU，平均浊度去除率>98%，表现出极强的除浊能力。试验期间，由于反应沉淀池失效或故障，导致短时间内超滤系统直接面对高浊海水，但5套超滤装置均正常运行，表现出较强的抗冲击能力。

2. COD、全硅、胶硅和铁的去除效果

超滤能有效地去除水中的悬浮物、胶体、有机大分子、细菌、微生物等杂质，经过超滤处理的水其COD、全硅、胶硅和铁的含量均有明显的降低。表3-5为各编号超滤膜对海水中有关杂质的去除情况。

表3-5 超滤膜对杂质的去除情况

项　目	平均去除率/%				
	1号	2号	3号	4号	5号
COD	36	38	35	34	39
全硅	29	38	34	34	32
胶硅	64	78	76	72	71
铁	96	93	92	91	95

由表3-5可知，超滤能去除水中绝大部分铁，除胶硅的效果也较好，但对COD和全硅的去除效果不佳。这主要是因为海水中COD和硅大部分是以低分子有机物的形式存在的，而1号～5号超滤膜的截留相对分子质量在5.0×10^4～1.0×10^5，不能截留水中的低分子有机物，因而对COD和全硅的去除率较低。

3. 污染密度指数

污染密度指数（SDI_{15}）是表征反渗透系统进水水质的重要指标，也是衡量超滤产水水质的最重要的指标之一。图3-11为1号～5号超滤装置产水的SDI_{15}变化情况。

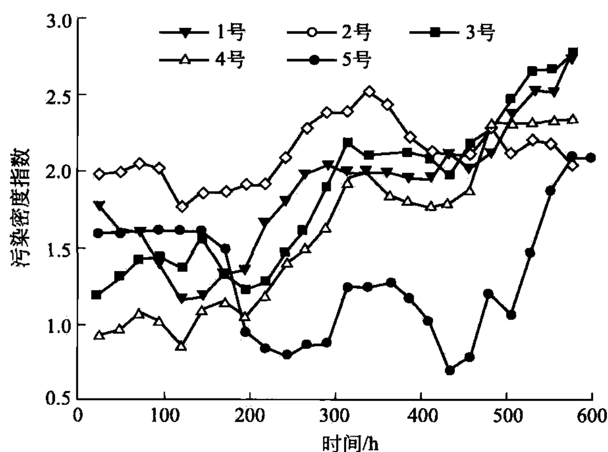


图3-11 1号～5号超滤装置产水SDI_{15}变化曲线

从图3-11看出，1号～5号超滤装置的产水SDI_{15}均小于3，均能满足反渗透膜对进水水质的要求，并且从各超滤装置产水SDI_{15}的变化趋势可知，4号和5号超滤装置产水水质优于1号～3号超滤装置的产水水质。

4. 抗污染性能

超滤是一种以压力差为驱动力的膜分离过程，膜两端压力差（即透膜压差，TMP）是



衡量超滤膜表面污染情况的一项重要的参数。TMP 增长得越快，说明超滤膜表面沉积的污染物越多。图 3-12 记录了试验期间各超滤膜的 TMP 变化情况。从图 3-12 可以看出：前 150h，各超滤膜的 TMP 增长较快，这是因为在初始运行阶段，水中被超滤膜截留的物质在膜表面不断积淀，形成黏稠的"凝胶层"，且厚度不断增加，导致膜运行阻力也随之增加；中间 350h，各超滤膜的 TMP 增长趋于平缓，说明超滤膜表面已形成了稳定的"凝胶层"，超滤系统进入暂稳态；后 150h，部分超滤膜的 TMP 呈明显上升趋势，说明膜表面出现了轻微的污染，常规反洗无法清除。因此对 1 号～5 号超滤膜进行了化学清洗，见表 3-6。

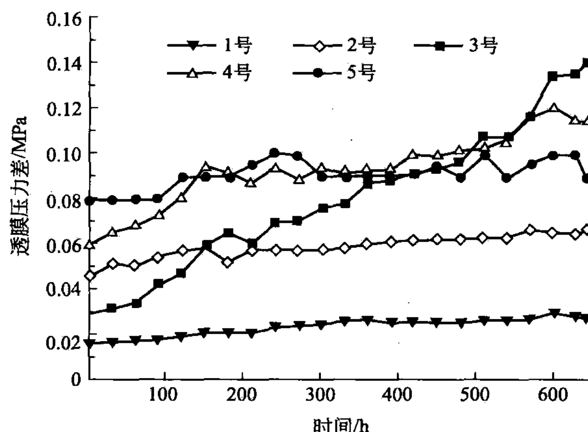


图 3-12　1 号～5 号超滤装置运行时 TMP 变化曲线

表 3-6　1 号～5 号超滤膜化学清洗情况

编号	清洗工艺	透膜压差/10^5Pa			恢复率/%
		初始运行	清洗前	清洗后	
1 号	HCl+NaClO	0.016	0.028	0.017	93.8
2 号	HCl+NaClO	0.045	0.064	0.047	95.6
3 号	HCl+$NaHSO_3$	0.028	0.140	0.030	92.9
4 号	NaClO+NaOH	0.059	0.115	0.060	98.3
5 号	NaOH+(NaClO-NaOH)+$C_6H_8O_7$	0.080	0.100	0.080	100

由表 3-6 可知，在化学清洗前，1 号～5 号超滤膜的 TMP 均有较大的增长，化学清洗后，各超滤膜的 TMP 基本上恢复到初始运行值，说明膜表面沉积的污染物绝大部分已被清除。化学清洗后 4 号和 5 号超滤膜的 TMP 恢复率大于 1 号～3 号，因此，4 号和 5 号超滤膜较 1 号～3 号超滤膜具有更好的抗污染性能。

总之，通过 1 号～5 号超滤膜在试验过程的数据分析，可以得出如下结论：

① 1 号～5 号超滤膜均能较好地适应现场海水的水质，且具有较强的抗冲击能力，其产水水质较为稳定，不受进水水质的影响。试验期间各超滤膜产水水质指标为：浊度 $<$ 0.15NTU，$SDI_{15}<3.0$，用之作为反渗透膜系统的进水，可有效保证反渗透系统的安全。

② 超滤膜对 COD 和硅的去除效果较差，其去除率均不足 50%，故后续的反渗透系统应采取措施抑制有机物污染和硅结垢。

③ 1 号～5 号超滤膜的除铁效果较好，其对铁的去除率均超过 90%，但试验发现，超滤产水中微量的铁仍会在产水箱中絮凝，实际生产运行时可能会沉积在保安过滤器上，缩短保安过滤器的运行周期，建议生产运行时在超滤装置后增加除铁装置。

④ 4号和5号超滤膜较1号～3号超滤膜有更好的产水水质和更强的抗污染性能，因而推荐厂方选用。

第六节　黄浦江微污染原水的预处理工艺

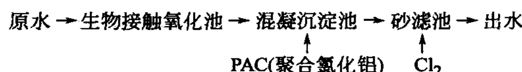
一、概述

生物接触氧化工艺（biological contact oxidation）又称“淹没式生物滤池”、“接触曝气法”、“固着式活性污泥法”，是一种于20世纪70年代初开创的污水处理技术，其技术实质是在生物反应池内充填填料，已经充氧的污水浸没全部填料，并以一定的流速流经填料。在填料上布满生物膜，污水与生物膜广泛接触，在生物膜上微生物的新陈代谢的作用下，污水中有机污染物得到去除，污水得到净化。

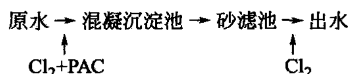
作者张东、许建华、刘辉采用生物接触氧化技术预处理微污染黄浦江原水，并和水厂常规处理工艺进行了对比。中试结果表明，原水浊度为50～200NTU、氨氮浓度为1～10mg/L、水温为18～30℃时，生化池对氨氮的去除率为60%～80%，COD_{Mn}去除率为0.5%～25%，UV_{254}的去除率为1%～15%；正常运行时，较高浊度（200～800NTU）的冲击不会明显影响生化池对氨氮和COD_{Mn}的去除；生化池的亚硝酸盐氮去除率为20%～50%，在原水氨氮浓度较高时亚硝酸盐氮积累增多；增加生物接触氧化预处理工艺，显著提高了后续混凝沉淀池和砂滤池的除污染效果。

二、工艺流程对比

① 中试工艺流程



② 常规生产工艺流程



三、运行参数和挂膜情况

生化池采用YDT型弹性立体填料，装填高度为3.7m，进水流量为1m^3/h，停留时间为1.1h，池底设微孔曝气器，气水比为（0.5～1.0）：1。原水的浊度较高，水温17～20℃时，采用自然挂膜约需21天，此时的氨氮去除率约为60%。装置24h连续运行，混凝沉淀池投加PAC为10mg/L，砂滤池反冲洗周期为12h。生化系统运行期间水温为18～30℃。

四、原水水质和分析测定方法

1. 原水水质

见表3-7。

从表3-7数据可知其受污染情况较严重，氨氮和亚硝酸盐氮浓度高。

2. 分析测定方法

浊度：HACH2100型浊度仪。



表 3-7 黄浦江支流原水水质（1998 年）

测定项目	浓度范围	年平均值
浊度/NTU	48～1000	147
氨氮/(mg/L)	0.6～14	3.3
COD_{Mn}/(mg/L)	2.0～8.0	4.1
亚硝酸盐氮/(mg/L)	0.080～0.642	0.175
溶解氧/(mg/L)	2.11～11.89	6.50

氨氮：纳氏试剂分光光度法。

COD_{Mn}：酸性高锰酸钾法。

亚硝酸盐氮：对氨基苯磺酸-α-萘乙二胺光度法。

溶解氧：溶解氧测定仪。

五、预处理工艺结果与讨论

1. 生化池的溶解氧变化

试验期间生化池的气水比为（0.5～1.0）∶1，原水的溶解氧和氨氮含量波动很大，但生化池的出水溶解氧基本稳定在 5.5～8.0mg/L（见图 3-13），由此可见生化池内的溶解氧很充足。

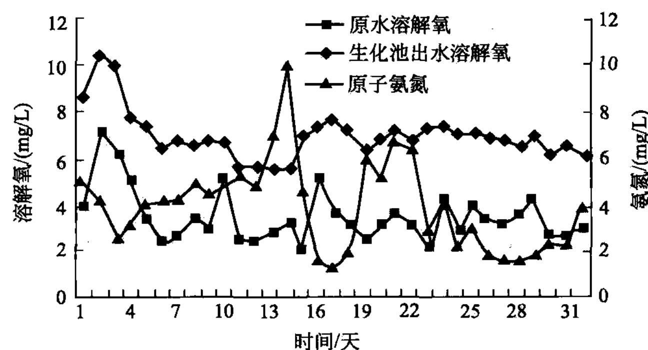


图 3-13 生化池的溶解氧变化情况

2. 生化池预处理效果及分析

(1) 浊度的去除

见图 3-14。

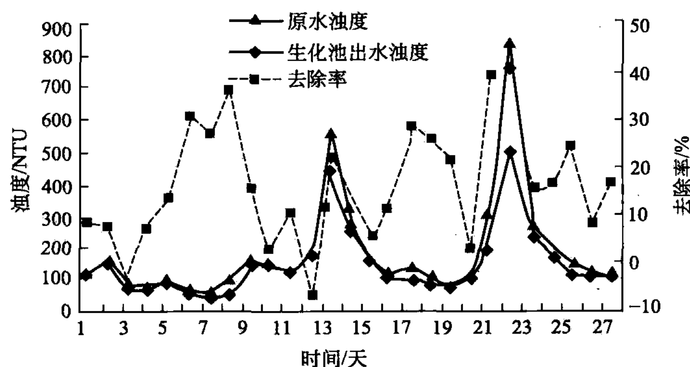


图 3-14 生化池的浊度去除情况

从图 3-14 可以看出，浊度的去除率在 5%～40%，平均约 17%，其去除机理主要依赖以下作用：

① 填料上生物膜的生物絮凝作用和对形成浊度的有机物吸附降解；

② 由于溶解氧充足，以细菌为食料的原生动物大量繁殖促进了生物絮凝，而且这些原生动物（如轮虫和纤毛虫等）还可以吞食水中游离细菌和微小的污泥质点，从而降低生化池出水的浊度；

③ 老化脱落的生物膜可起到生物絮凝剂的作用，与细小的悬浮颗粒形成大絮体沉降到底部；

④ 部分原水中的较大颗粒可自然沉降除去。

总的来说，当原水浊度较高时，浊度的去除以自然沉降和生物絮凝沉降为主，生物吞噬分解能力有限。微孔曝气的生化池气水比一般取（0.5～1.0）：1，既可以使生化池有足够的溶解氧，又有适当的曝气搅拌强度。若气水比过大，会有部分老化脱落生物膜和固体颗粒被冲出生化池而导致出水浊度升高。

(2) 氨氮的去除

见图 3-15。

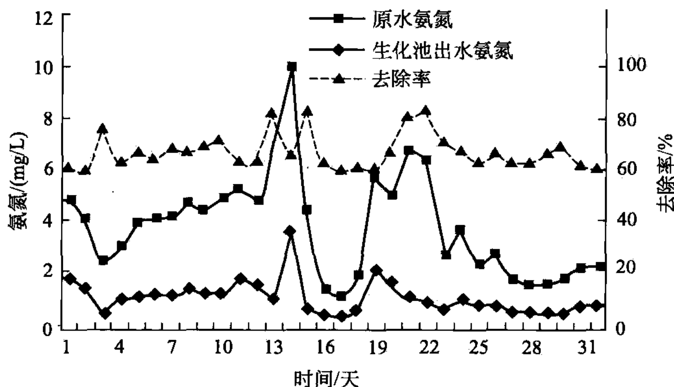


图 3-15　生化池的氨氮去除情况

由图 3-15 可见，生化池氨氮的去除率在 60%～85%。原水的氨氮浓度为 10mg/L，水温≥20℃时，生化池出水氨氮浓度为 3mg/L，再经后续的混凝沉淀和砂滤工艺，滤后水的氨氮浓度<1mg/L。由试验可知，即使原水的 COD_{Mn} 达到 12mg/L 左右，COD_{Mn} 值大小对氨氮的去除也没有明显影响。这可能是由于生化池中的溶解氧很充足，能满足硝化菌和异养菌的最大需要，这两类细菌之间不会产生明显的竞争，所以生化池对氨氮的去除效果基本稳定。

(3) 亚硝酸盐氮的去除

见图 3-16。

由图 3-16 可见，氨氮浓度较低时（<2.5mg/L)，亚硝酸盐氮的去除率在 20%～50%，低于有关文献报道（70%～90%），而当原水氨氮较高时（>2.5mg/L)，亚硝酸盐氮反而会积累增多。分析其原因可能如下。①生化池填料表面自养菌之间以及自养菌和异养菌之间对优势生长空间的竞争：异养菌因繁殖较快，占据生物膜的外表层一部分空间，而另外的绝大部分外表层空间则为亚硝化细菌所占据，这样亚硝化细菌就处于对溶解氧和基质利用比较有利的位置。②浊度经常较高，生物膜表面有淤泥，阻碍水中的溶解氧和亚硝酸盐氮扩散到生

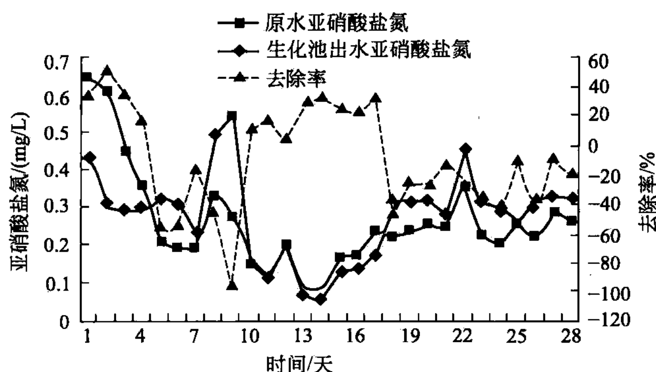


图 3-16 亚硝酸盐氮的去除情况

物膜内硝化细菌的表面。③氨氮浓度经常较高，生物膜较厚，扩散到膜内氧的速率及氧量受到限制。④原水氨氮浓度较高时，硝化菌和亚硝化菌对溶解氧的竞争：水中扩散到膜表面的氧量和膜内的氧量在一定曝气强度下基本上是恒定的，亚硝化菌由于氧化较高浓度氨氮，消耗了大部分扩散到膜表面和膜内的溶解氧，这时虽然水中溶解氧较高，但透过膜到达硝化细菌表面的溶解氧已较低，硝化细菌由于得不到足够的溶解氧来氧化中间产物亚硝酸盐氮，因而导致生化池中亚硝酸盐氮积累增多。一般生化池的气水比维持在（0.5～1.0）：1，则池内溶解氧≥5.5mg/L，故生化池的气水比不是影响亚硝酸盐氮积累的主要因素。试验中发现在生化池正常运行时，影响生化池水中亚硝酸盐氮积累增多的主要因素为原水的氨氮含量、停留时间以及水温。

(4) COD_{Mn}的去除

见图 3-17。

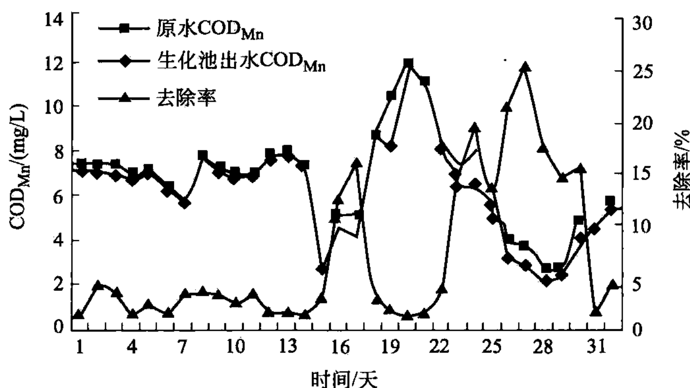


图 3-17 生化池的 COD_{Mn}去除情况

由图 3-17 可见，COD_{Mn}的去除率在 0.5%～25%。在水样测定时，偶尔会出现生化池出水 COD_{Mn}高于进水的情况，这可能是老化脱落的生物膜随水带出生化池所致。在气水比过大的情况下，这种情况经常发生。生化池去除水中有机物，一部分是通过微生物的直接分解，另一部分则是和浊度一起通过絮凝作用除去。从试验可以看出，随原水氨氮浓度的升高，生化池对 COD_{Mn}的去除率呈下降趋势。

(5) UV_{254}的去除

见图 3-18。

由图 3-18 可见，生化池对 UV_{254}的去除率在 1%～15%，平均约 8%。UV_{254}和三卤甲

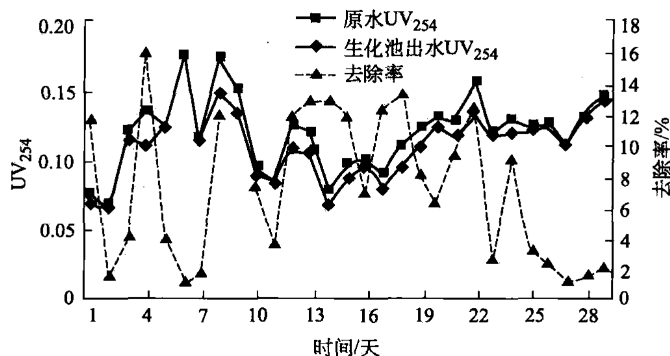


图 3-18 生化池的 UV_{254} 去除情况

烷的生成能力（THMFP）有很好的相关性，说明生化池对三卤甲烷前体的去除效果有限。

(6) 浊度对去除氨氮及有机物的影响

从试验可以看出，原水浊度在 50～200NTU 时，对生化池去除氨氮和 COD_{Mn} 的效果几乎没有影响；即使原水浊度有时≥400NTU，较高的浊度对氨氮和 COD_{Mn} 的去除率也没有明显的影响。但是，处理较高浊度微污染原水的生化池，宜设机械排泥装置及时排泥，以防止池底污泥大量淤积，影响生化池的稳定运行。生产性应用表明，原水浊度在 50～200NTU，宜 12h 排泥一次，以保证生化池稳定地去除氨氮和有机物的效果。

3. 除污染效果对比

对于同时取海水原水的中试生化系统和常规处理系统进行去除污染效果的对比，结果如表 3-8 所示。

表 3-8 生化和常规处理除污染效果对比 %

水质指标	生化处理				常规处理		
	1	2	3	4	2	3	4
氨氮平均去除率	70.2	15.1	11.2	96.5	2.95	3.56	6.51
COD_{Mn}平均去除率	10.0	27.2	12.5	49.7	22.7	10.0	32.7
UV_{254}平均去除率	7.8	35.4	6.2	49.4	17.6	10.2	27.8

注：1 为生物接触氧化池；2 为混凝沉淀池；3 为砂滤池；4 为总去除率。

从表 3-8 可看出，增加生物接触氧化预处理工艺，后续的混凝沉淀池和砂滤池都有一定的除氨氮能力，总平均去除率为 26.3%，而水厂常规处理系统的去除能力极为有限，约为 6.51%；两系统中的混凝沉淀池和砂滤池对 COD_{Mn} 的总平均去除率分别为 39.7% 和 32.7%，而且常规系统中预加氯在 4～5mg/L，有害氯代副产物生成概率增大；生化系统中的后续工艺对 UV_{254} 的总平均去除率为 41.6%，而常规系统的约 27.8%。通过比较，可知生物接触氧化预处理强化了后续常规处理工艺的生化除污染能力，显著提高了后续工艺的除污染效果。

六、生物接触氧化预处理工艺结论

① 生化池正常运行时，原水浊度经常在 50～200NTU，水温在 20～30℃，生化池对氨氮的去除率为 60%～80%、COD_{Mn} 的去除率为 0.5%～25%，较高浊度的冲击不会明显影响生化池去除污染的效果，但宜设机械排泥装置，每 12h 排泥一次，可保证生化池稳定



运行。

② 亚硝酸盐氮的去除主要与原水氨氮的浓度、停留时间和水温有关，在原水氨氮浓度较低时，去除率为 20%～50%，而原水氨氮浓度较高时则亚硝酸盐氮反而会积累。

③ 生化池对 UV_{254} 的去除率在 1%～15%，平均约 8%。

④ 增加生物预处理的工艺系统和常规处理系统相比较，前者不但混凝沉淀池和砂滤池有显著的除污染效果，而且可以大大减少加氯量和有害氯代副产物的生成量。

第七节　海水淡化原水预处理工艺净化水技术

一、水处理滤料选用的 KDF 滤料

KDF 是一种极其昂贵、高效的最新水处理滤料，因为其高效且昂贵，俗称水黄金，意指比黄金还贵。

它通过微电化学氧化-还原反应 Redox 进行水处理工作，在与水接触时，合金中的两种金属在亚微观尺度上构成无数小的原电池系统，这种材料在水中具有强大的反应能力和极快的反应速率，可以清除水中高达 99%的氯和水中溶解的铅、汞、镍、铬等金属离子和化合物。对抑制细菌、真菌、污垢、水藻的滋生效果卓著。被用于预处理、主处理与废水处理设备。KDF 完善或取代现有技术，可大幅度延长系统寿命，减少了重金属、微生物、污垢，降低了总费用，减化系统维护。

KDF 仅在美国就获 14 项专利，是目前最安全、昂贵的水处理滤料，综合净水效果优于目前其他任何一种技术。

它有如下六大功能：

1. 去除强氧化剂（余氯）

KDF 具有强大的还原能力，能去除水中的各种强氧化剂，对余氯特别有效。KDF 是由铜、锌两种不同的金属组成的，与水接触时，合金中电位正的铜成为阴极，而电位负的锌是阳极，构成原电池。锌阳极在反应中失去了电子，生成锌离子进入溶液，铜阴极上发生游离氯的还原反应，而不会发生金属铜的溶解，水和余氯成为最后的电子接受者，同时生成氢离子、氢氧根离子和氯离子，总反应式如下：

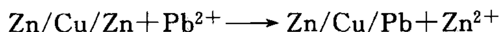


$$Zn+HOCl+H_2O \longrightarrow Zn^{2+}+Cl^-+H^++2OH^-$$

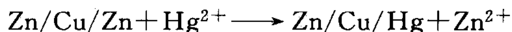
水中其他的氧化剂，如臭氧、溴、碘等与 KDF 接触后也能发生类似的氧化还原反应。

2. 去除重金属

KDF 处理介质可以去除水中的多种重金属离子，如铅、汞、铜、镍、镉、砷、锑、铝和其他许多可溶性重金属离子，它们的去除是通过置换反应和物理和化学吸附反应来完成的。KDF 去除重金属离子的机理如下：金属离子吸附于 KDF 处理介质的表面并与 KDF 中的锌发生置换反应，生成的金属或吸附在 KDF 表面，或进入 KDF 晶格中，从而使有毒重金属污染物结合在 KDF 上。例如，水中溶解的铅离子还原成不溶性的铅原子，并吸附于 KDF 介质的表面，汞离子与 KDF 也发生类似的反应，X 射线衍射研究发现汞的去除是形成了铜-汞合金。KDF 处理重金属离子的化学反应式如下：



$$Zn/Cu/Zn+Pb^{2+} \longrightarrow Zn/Cu/Pb+Zn^{2+}$$

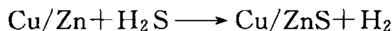


$$Zn/Cu/Zn+Hg^{2+} \longrightarrow Zn/Cu/Hg+Zn^{2+}$$

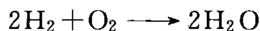
金属离子在水的 pH 值升高时水解形成金属氢氧化物沉淀，也能去除金属离子。

3. 去除硫化氢

在应用膜法进行水处理时，如果选用地下水作为水源，水中可能存在硫化氢，硫化氢如被氧化成硫黄就会污染滤膜表面，KDF 过滤介质有去除硫化氢的功能，生成的硫化铜不溶于水，可在 KDF 介质反冲洗时去除，化学反应式如下：



$$Cu/Zn+H_2S \longrightarrow Cu/ZnS+H_2$$

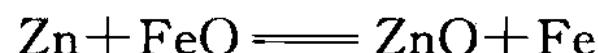


$$2H_2+O_2 \longrightarrow 2H_2O$$

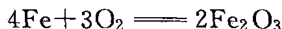
4. 减少悬浮固体

KDF 处理介质的颗粒平均尺寸大约为 60 目，最小的颗粒约 110 目，也能起到物理过滤去除悬浮物质的作用，通常 KDF 过滤介质能够有效地去除直径小于 50μm 的颗粒。

由钢铁材料制成的输水管件腐蚀时，铁氧化形成 FeO 胶体，FeO 与凯得菲（KDF）接触，也可以发生氧化还原反应，FeO 最终形成 Fe_2O_3 固体沉淀在 KDF 表面，可用反冲洗方法将它们去除，化学反应式如下：



$$Zn+FeO = ZnO+Fe$$



$$4Fe+3O_2 = 2Fe_2O_3$$

5. 减少矿物质结垢

KDF 处理介质对碳酸钙垢的作用有两个方面。

一方面，根据 pH、二氧化碳浓度和碳酸钙溶解度之间的关系，当二氧化碳从溶液中除去时，pH 值升高，因而使碳酸钙的溶解度降低。KDF 通过电化学反应也使水的 pH 值升高，降低碳酸钙的溶解度，结果使碳酸钙垢容易析出。

另一方面，由于 KDF 处理介质中锌离子的溶出，水中的锌离子含量有所增加，水中锌离子的存在能改变垢的晶体生长机理，使水中的碳酸钙垢以文石的结晶形态产生沉淀，在容器的器壁上形成软垢，而不是结晶为方解石型的硬垢。曾有人研究过水中杂质存在对方解石结晶生长的影响，研究发现，即使锌离子的浓度很低时，也能阻止方解石结晶的形成。

通过试验可以进一步证明，KDF 处理介质防止矿物硬垢的形成和积累，主要是阻止方解石形态碳酸钙的结晶。采用扫描电子显微镜和 X 射线衍射进行结晶学研究证明，未经 KDF 处理的水中产生的硬垢是一些相对大的、具有规则形态的针状钙盐和镁盐的结晶，这些盐类质地坚硬、溶解度低、具有网状结构，是玻璃石灰石垢，经过 KDF 处理介质的水中结成的垢，从根本上改变了碳酸钙（镁）结晶的形态，垢形相对变小，外观平坦呈圆形、颗粒形和棒形，都是由不坚硬的粉状成分组成的，这些成分不会黏附于金属、塑料或陶瓷的表面，很容易用物理过滤方法将它们除去。

6. 抑制微生物繁殖

KDF 处理介质不是通过一种机理、而是几种机理控制微生物的生长繁殖，通过每一种的单独作用或协同作用来达到抑制微生物的作用。

主要机理包括：氧化还原电位的变化，氢氧根离子和过氧化氢的形成，介质中锌的溶出等。在一般情况下，KDF 处理介质作为反渗透膜的预处理手段时，能够抑制细菌、藻类等微生物的繁殖，从而防止了微生物对膜的破坏。

主要机理如下：



(1) 氧化还原电位的变化

水通过 KDF 处理介质时，其氧化还原电位从＋200mV 变化到－500mV，在一般情况下，各种类型的微生物只能在特定的氧化还原电位下生长，电位的大幅度变化，能破坏细菌的细胞，从而控制了微生物的生长。但是，水的氧化还原电位变化很小，用 KDF 控制细菌，必须使细菌与 KDF 直接接触，KDF 对细菌的抑制作用主要发生于 KDF 与水接触面上，所以仅靠氧化还原电位的变化并不能完全控制微生物。

(2) 氢氧根离子和过氧化氢

KDF 将二价铁氧化到三价铁的过程中会产生氢氧根离子和过氧化氢，这就可以抑制那些在低氧化电位时尚能存活，但对氢离子和过氧化氢敏感的微生物，但是氢氧根离子和过氧化氢的寿命短，只是在过滤过程中具有高的反应活性，对微生物的抑制效果比较明显，在流出水中的残余效应比较小。

(3) 锌离子对微生物的控制

KDF 处理介质中释放出来的锌对微生物有明显的控制作用，锌能阻止酶的合成，从而影响有机体的正常生长，达到抑制微生物繁殖的目的。另外，KDF 介质通过阻止叶绿素合成而控制藻类生长，锌离子的存在从本质上降低了有机体从光合作用生产食物的能力，这将显著影响细菌的生长。

二、微滤成膜技术——含藻类低浊水处理技术新思路

水源污染是当今世界范围所面临的普遍问题，尤其是富营养化污染以及工业污水排放引起的水中有机物含量较高问题。水中藻类也影响着给水处理效果，一些藻类（如蓝藻）在代谢过程中产生藻毒素，严重威胁人畜健康。某些藻毒素可引起慢性病（如肝炎），严重者甚至可能导致死亡。

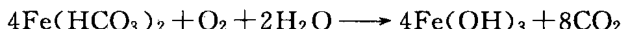
我国自 2007 年 7 月 1 日开始执行新的《生活饮用水卫生标准》(GB 5749—2006) 后，规定指标由原标准的 35 项增至 106 项。而且我国现阶段的经济发展水平决定了水源水质还不可能在短时间内有根本的好转，因此水质标准的提高和水源水质恶化的矛盾在一定的时期内还会更加突出。常规的饮用水处理工艺已不能与现有的水源水质和水质标准相适应，迫切需要开发有效的饮用水净化新工艺，保障供水水质。粉末微滤成膜技术介于膜技术和传统砂滤技术之间，填补了这一过滤技术的空白。2009 年 10 月 17 日，该项技术的中试试验成果专家评审会在天津新开河水厂成功召开。与会专家一致认为，该技术为较难处理的含有藻类低浊水处理提供了一个新思路，并避免了多种药剂投加产生的残留物和衍生物的污染。

粉末微滤成膜技术是新一代创新技术，主要用于海水淡化原水预处理及自来水厂的升级改造和深度处理以及处理低温低浊水和微污染水。上海巴安水处理工程有限公司的这一技术在供水领域的应用在美国已相当成熟，而在国内还尚属空白，但是微滤成膜技术有很多优点，比如：占地小，安装费用低，初投资低；处理费用比传统的凝聚、沉淀和砂滤要低一些；不需要投加铝盐、铁盐和聚合物等；清洗 DE 过滤器的用水量较少，一般少于总过滤水量的 1%；硅藻土残留物易于脱水，可以用作土壤的改良等；自动化程度高，可以实现无人值班等。

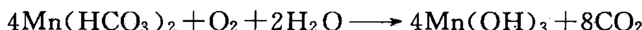
三、海水淡化原水除余氯与铁和锰氧化过滤设备净化水技术

通常含盐量为苦咸水范围的某些井水呈还原态，典型特点是含有二价的铁和锰，有时还会存在硫化氢和氨。如果对这类水源进行氯化处理，或当水中含氧量超过 5mg/L 时，Fe^{2+}

将转化为Fe^{3+}形成难溶解性的胶体氢氧化物颗粒。铁和锰的氧化反应如下：



$$4Fe(HCO_3)_2+O_2+2H_2O \longrightarrow 4Fe(OH)_3+8CO_2$$



$$4Mn(HCO_3)_2+O_2+2H_2O \longrightarrow 4Mn(OH)_3+8CO_2$$

由于铁的氧化在很低的pH值时就会发生，因而出现铁污染的情况要比锰污染的情况要多，即使SDI小于5，RO进水的铁含量低于0.1mg/L，仍会产生铁污染的问题。碱度低的进水铁离子含量要高，这是因为$FeCO_3$的溶解度会限制Fe^{2+}的浓度。

处理这类水源的一种方法是防止整个RO过程中与空气和任何氧化剂如氯的接触。低pH值有利于延缓Fe^{2+}的氧化，当$pH<6$，氧含量$<0.5mg/L$时，最大允许Fe^{2+}浓度为4mg/L，另一种是用空气、Cl_2或$KMnO_4$氧化铁和锰，将所形成的氧化物通过介质过滤器除去，但需要注意的是，由硫化氢氧化形成的胶体硫可能难以由过滤器除去，在介质过滤器内添加氧化剂通过电子转移氧化Fe^{2+}，即可一步同时完成氧化和过滤。

海绿石就是这样一种粒状过滤介质，当其氧化能力耗尽时，它可通过$KMnO_4$的氧化来再生，再生后必须将残留的$KMnO_4$完全冲洗掉，以防止对膜的破坏。当原水中含Fe^{2+}的量小于2mg/L时，可以采用这一处理方法，如原水中含更高的Fe^{2+}的量小于2mg/L时，可以采用这一处理方法，如原水中含更高的Fe^{2+}时，可在过滤器进水前连续投加$KMnO_4$，但是在这种情况下，必须采取措施例如安装活性炭滤器以保证没有高锰酸钾进入膜元件内。

Birm过滤也可以有效地用于从RO/NF进水中去除Fe^{2+}，Birm是一种硅酸铝基体上涂有二氧化锰形成沉淀，并且通过滤器反洗可将这些沉淀冲出滤器。由于该过程pH值将升高，可能会发生LSI值变化，因而要预防滤器和RO/NF系统内出现$CaCO_3$沉淀。

第八节　海水淡化RO系统预处理工艺流程

一、海水淡化反渗透（RO）概述

海水淡化反渗透（RO）作为解决淡水资源危机的有效途径之一，已经在许多国家和地区得到了广泛的应用。在反渗透海水淡化工程中，由于海水中的盐度、硬度、总固溶物及其他杂质的含量均较高，达不到反渗透及纳滤对进水水质的要求，同时每天的海水水质也在不断变化，因此，预处理是一个必不可少的步骤。反渗透海水淡化常规预处理方法包括加氯杀菌、在线凝聚和絮凝、多介质过滤、加酸调节pH、加防垢剂和还原剂、保安过滤等。传统预处理中的多介质过滤器和筒式过滤器并不能完全去除胶体和悬浮物质，出水水质会产生波动。另外传统的加药处理方式还对反渗透膜和环境造成污染。

超滤可以简单地理解为与膜孔径大小有关的物理筛分过程，它以膜两侧的压力差为推动力，以超滤膜为过滤介质，允许水、无机物、无机盐及小分子物质透过膜而阻止水中的悬浮物、胶体、蛋白质和微生物等大分子物质通过，以达到溶液的净化、分离与浓缩的目的。超滤膜孔径远大于反渗透膜孔径（为$0.001\sim0.1\mu m$），截留相对分子质量为$10^3\sim10^6$。

超滤从20世纪70年代进入工业应用后迅速崛起，近30年来，我国已经研究开发的品种有醋酸纤维素（CA）、聚砜（PSF）、聚砜酰胺（PSA）、磺化聚砜（SPSF）、聚丙烯腈（PAN）、聚氯乙烯（PVC）、聚偏氟乙烯（PVDF）、聚醚砜（PES）和聚醚酮（PEK）等一系列材料制成的超滤膜，以及以陶瓷、多孔玻璃、氧化铝等为膜材料的无机超滤膜。多种高



分子材料的超滤膜，目前应用最广的是醋酸纤维素膜和聚砜膜。但总的来说，还是存在膜品种少、膜孔径分布较宽和性能不稳定等缺陷。

为了提高超滤膜的抗污染性、热稳定性和化学稳定性，一方面开发了耐热、耐溶剂的高分子膜，如日本的PES超滤膜DOS-40，有优异的耐热性；另一方面无机膜的开发应用得到迅速发展，如日本开发成功的孔径为5～50nm的陶瓷超滤膜。目前已工业应用的膜组件只有中空纤维、卷式、板框式、圆盒式、管式和毛细管式。

到了20世纪90年代后期，出现了集成膜技术（IMS）概念，即将微滤、超滤作为反渗透或者纳滤脱盐的预处理技术。IMS系统具有可靠性高、对原水的水质变化相对不敏感、操作费用低且均为商品化组件式装置的特点，受到国际海水淡化界的广泛关注。

二、超滤膜分离特点及应用

超滤应用规模较大，多采用错流操作或死端过滤。超滤膜分离具有以下几个特点：

① 分离过程无相变，节能显著；

② 分离在常温下进行，适宜热敏物质的分离和浓缩；

③ 推动力为压力，分离装置简单，操作方便易控；

④ 适应范围广。

目前，它已广泛用于食品、医药、工业废水处理、超纯水制备及生物技术工业。其中最重要的是食品工业，乳清处理是最大市场；在工业废水处理方面应用得最普遍的是电泳涂漆过程；在超纯水中超滤是重要过程；在城市污水处理及其他工业废水处理及生物技术领域都是超滤未来发展的方向。作为新工艺，现在超滤也被用于海水反渗透淡化厂的预处理。无论进水的海水质量如何变化，超滤均可以提供高质量，低SDI的产水，并且具有占地面积小而且化学药耗低的优点。超滤的这些特点使得它在某些方面成为海水淡化预处理极好的选择。为验证超滤运行状况及其产水是否满足海水淡化反渗透（SWRO）的进水要求，对我国由南至北三处海水进行了超滤试验，这三处分别是温州乐清湾、青岛胶州湾、唐山京唐港。试验主要的指标有：膜通量、跨膜压差、产水SDI_{15}、产水浊度。进行试验的膜组件主要是OMEXELL膜组件，青岛胶州湾试验中对OMEXELL、KOCH、NORIT、INGE四种膜组件进行了对比性试验。其中OMEXELL为外压式，其他三种为内压式。通过中试试验确认各品牌超滤作为SWRO系统预处理的实际运行效能与标称性能的差异，并从适用性、安全性、经济性及可操作性等方面进行综合考核。

三、超滤中试试验条件及方法

1. 超滤中试试验流程

海水→原水箱→原水泵→超滤装置→超滤产水箱→外排

2. 超滤中试试验装置及规模

超滤中试试验装置一套，进水量：9.0～20.0m^3/h（25℃），其中含下列四种膜，并联同时试验。

OMEXELLTM-SFP2660超滤膜一支（外压式、膜材质PVDF、有效膜面积33m^2）；

KOCH V8072-35-PMC超滤膜一支（内压式、膜材质PS、膜面积50.6m^2）；

Norit S-225FSFCPVC超滤膜一支（内压式、膜材质PES、膜面积40m^2）；

Inge Dizzer 5000超滤膜一支（内压式、膜材质PES、膜面积45m^2）。

以及相关的SDI测试仪、浊度仪、温度计、余氯测试盒，在线pH计、压力表、浮子流

量计，各种玻璃仪器等。

3. 超滤中试试验主要内容

① 中试进行前后，各超滤组件性能测试；
② 在相同的进水条件和工艺参数下运行，进行初步性能评价；
③ 稳定运行各超滤组件，进行性能综合评价；
④ 在恶劣水质条件下，进行高负荷运行效果评价；
⑤ 各超滤组件清洗方式和清洗效果评价。

4. 胶州湾海水淡化预处理超滤试验

采用 OMEXELL、KOCH、NORIT、INGE 四种膜组件同时进行并联试验，共分三阶段进行：第一阶段试验，摸索确定各支膜合适的参数，为下阶段试验确定条件；第二阶段试验，进行组件完整性测试，以考察超滤膜是否存在断丝、泄漏等，在相同进水水质下，按照第一阶段试验所选择的最佳工艺参数运行，考察不同厂家的超滤组件作为 SWRO 系统预处理的实际运行效能；第三阶段试验，在相同进水水质下，各膜在较高通量［100L/(m² · h)］且均不添加化学药剂条件下运行，考察不同厂家超滤膜的抗污染性及膜的实际性能，并从适用性、安全性、经济性及可操作性等方面进行综合评价，运行效果达到反渗透及纳滤对进水水质的要求。

5. 超滤中试试验分析

从上述四种膜组件试验来看，海水直接进超滤，在合适的运行参数下超滤在化学清洗周期内运行稳定，跨膜压差上升趋势缓慢，且其产水水质稳定，能满足 SWRO 的进水水质要求。此外各家膜组件由于材料和工艺的不同，试验中表现出的性能略有差异（但均能满足 SWRO 要求）。

四、超滤-纳滤海水淡化预处理工艺中的超滤膜稳定性中试试验数据分析

国内另一位专家根据超滤-纳滤海水淡化预处理工艺中的超滤膜的长期稳定性，进行了中试试验。

1. 中试试验部分

(1) 预处理工艺流程

根据实际情况，选定了黄岛附近海域作为试验现场，具体的试验流程如图 3-19 所示。

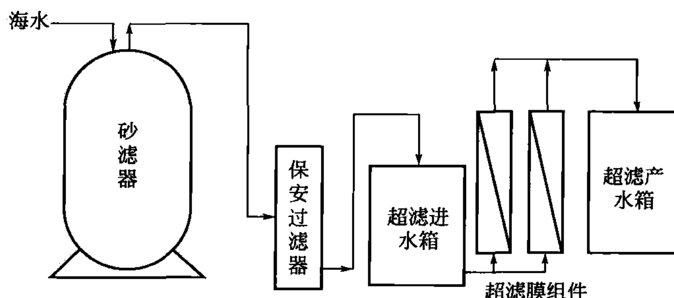


图 3-19　预处理工艺流程

海水由潜水泵输送进入砂滤装置和保安过滤器，然后进入超滤进水箱，再经高压泵输送入超滤系统；超滤产水储存于超滤产水箱并作为纳滤系统的进水。超滤装置使用了两种截留



相对分子质量（MWCO），分别为 80000（膜材质为聚醚砜，编号为 UF-Ⅰ）和 20000（膜材质为聚砜，编号为 UF-Ⅱ）的中空纤维超滤膜组件，以死端方式进行过滤。

（2）测试方法

SDI 值采用 Millipore 公司生产的型号为 R1000-8G-NT 的 SDI 仪测定；浊度采用哈纳公司的型号为 H293703-11 的浊度仪测定。

（3）中试试验条件的选择

青岛黄岛胶州湾畔的海水水质见表 3-9。

表 3-9　胶州湾海水水质

项目	pH	TDS /(mg/L)	浊度/NTU	SDI_{15}	总硬度 /(mmol/L)	COD /(mg/L)
数值	7.5～8.5	44000	6～50	很高未测	114.7	8.0

2. 中试试验条件的选择

由图 3-20 可以看出，两种膜的产水通量与操作压力成线性关系变化。而通过试验可知，两种膜出水浊度不随操作压力的变化而变化，出水 SDI 随着操作压力的改变也变化不大。考虑到比较高的操作压力不仅能耗高，而且膜污染比较严重，反洗周期较短，所以在整个试验过程中，鉴于超滤膜的性能参数以及在满足纳滤进水水质要求 SDI<3 及进水水量 660L/h 的情况下，确定两种膜的操作条件见表 3-10。

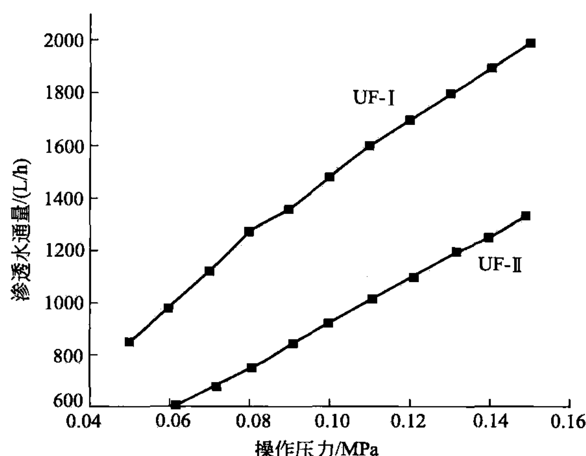


图 3-20　两种膜产水量随时间的变化情况

五、超滤中试结论

本节通过两个中试试验研究，归纳分析得出以下结论：

① 随着膜技术的日趋成熟和完善、成本的降低，膜法海水淡化技术将逐步被国人所接受，应用海水淡化反渗透（SWRO）技术必然成为沿海城市和地区解决淡水资源短缺的有效方案。

表 3-10　两种膜的操作条件

膜	操作压力/MPa	反洗周期/min	反洗时间/s	反洗压力/MPa
UF-Ⅰ	0.08	30	45	0.08
UF-Ⅱ	0.10	30	45	0.09

② 大量的试验表明，超滤（UF）用在海水淡化预处理（SWRO）是可行的，处理后水质稳定且出水能完全满足 SWRO 的进水水质要求。如：上述试验中，所选择的多种超滤膜出水 SDI_{15} 值一般均在 3.5 以下，且稳定可靠，好于常规多介质过滤器工艺的出水水质。

③ 随着超滤技术的发展，成本的降低，新的膜材料的开发，能耗的降低及工艺过程的

不断完善，其所具有的高效、节能、环保等优势日益显露，必将得到更大的推广和应用。

第九节　原水灭菌杀生与除有机物、异臭和异味技术

一、消除与控制恶臭除异味工程

恶臭作为世界七大环境公害之一，对人体健康和生态环境会造成严重危害。在污水的输送和处理过程中，以及对所产生的污泥进行处理的过程中，都会有臭味气体散发。如果不施行有效的控制，则对周围空气环境产生污染，影响污水处理厂的正常运行。

发臭的物质主要包括：含硫化合物，如硫化氢、二氧化硫、硫醇、硫醚类等；含氮化合物，如氨、胺类、吲哚类等；低级脂肪酸，如乙酸、丙酸、异戊酸等。其中，硫化氢和氨是两种主要的无机物。

臭气中的污染物多样而复杂，可分为：含硫化合物（如 H_2S、硫醇类、硫醚类）、含氮化合物（如胺类、酰胺、吲哚等）、卤素及其衍生物（如氯、卤代烃）、烃类（如烷烃、芳香烃等）、含氧化合物（如酚、醛、酮）等。

二、国家对恶臭的法规要求

经处理后的废气中符合 GB 14554—93《恶臭污染物排放标准》，具体数值参见表 3-11。

表 3-11　恶臭标准

序　号	控制项目	单位	一级	二级		三级	
				新扩改建	现有	新扩改建	现有
1	氨	mg/m^3	1.0	1.5	2.0	4.0	5.0
2	三甲胺	mg/m^3	0.05	0.08	0.15	0.45	0.80
3	硫化氢	mg/m^3	0.03	0.06	0.10	0.32	0.60
4	甲硫醇	mg/m^3	0.004	0.007	0.010	0.020	0.035
5	甲硫醚	mg/m^3	0.03	0.07	0.15	0.55	1.10
6	二甲二硫	mg/m^3	0.03	0.06	0.13	0.42	0.71
7	二硫化碳	mg/m^3	2.0	3.0	5.0	8.0	10
8	苯乙烯	mg/m^3	3.0	5.0	7.0	14	19
9	臭气浓度	无量纲	10	20	30	60	70

目前，臭气的处理方法主要有：物理法、燃烧法、化学氧化法、吸收法、吸附法、生物法。在选择除臭方法和投资之前，请提供调研数据。

三、除臭工艺比较

见表 3-12。

四、超滤膜用于海水淡化预处理的试验研究

选择具有代表性的四种中空纤维超滤膜组件（内压式、外压式超滤膜各两种）进行试验



研究。超滤试验结果表明：各超滤膜对于浊度、全铁和胶体硅均具有良好的去除效果。各超滤膜出水SDI值均不超过3，符合反渗透膜进水水质要求。

表3-12　除臭工艺比较

项　目	生物滤床法	生物滴滤法	吸附法	洗涤法	焚烧法
去除污染物负荷	较高	高	中	高	极高
处理气体量	较高	高	中	高	—
停留时间	高	高	低	—	—
压力损失	较低	较低	低	低	—
二次污染物	无	有	有	有	有
运行管理费用	低	较高	高	高	高
投资费用	低	较高	高	较低	高

第十节　反渗透系统预处理疵病分析、工艺质量控制与故障排除

一、反渗透预处理系统常规设备

反渗透预处理系统常规配置中有：澄清池、无阀滤池、高效纤维过滤器、石英砂过滤器、多介质过滤器、锰砂过滤器、活性炭过滤器、盘滤、超滤、精密过滤器等。

地下水水源：

① 石英砂过滤器＋多介质过滤器＋精密过滤器（泥砂含量高）。

② 多介质过滤器＋精密过滤器（泥砂含量低，常规配置）。

③ 多介质过滤器＋盘滤＋超滤＋精密过滤器（泥砂含量高、胶体含量高）。

④ 盘滤＋超滤＋精密过滤器（泥砂含量低，常规配置）。

⑤ 多介质过滤器＋活性炭过滤器＋精密过滤器（有机物含量高或自来水为水源）。

地表水水源（水库水、混合地表水源、中水回用等）：

① 澄清池＋无阀滤池＋多介质过滤器（石英砂过滤器）＋活性炭过滤器＋精密过滤器（悬浮物含量大于50mg/L）。

② 无阀滤池＋石英砂过滤器＋多介质过滤器＋活性炭过滤器＋精密过滤器（悬浮物小于50mg/L，有机物、胶体含量适中）。

③ 无阀滤池＋多介质过滤器＋盘滤＋超滤＋精密过滤器（悬浮物小于50mg/L，有机物、胶体含量适中）。

④ 无阀滤池＋活性炭过滤器＋盘滤＋超滤＋精密过滤器（悬浮物小于50mg/L，有机物、胶体含量较高）。

⑤ 多介质过滤器＋活性炭过滤器＋精密过滤器（悬浮物含量在10mg/L以下）。

二、在线氧化还原表计（ORP表）与实际值偏差问题

在有机物含量较高的水源作为RO进水时，为了控制RO微生物污染，预处理系统常添加氧化性杀菌剂（如次氯酸钠）控制微生物的滋生。之后添加还原剂对进入RO的水中多余

的氧化剂（余氯）进行还原，以消除氧化性的水对反渗透膜元件的氧化。在实际应用中常设置一块 ORP 表检测 RO 进水中的氧化还原电位的变化来监测余氯的含量变化。ORP 表在使用一段时间后，由于探头的污染及电信号受干扰等情况的存在，易导致 ORP 表显示值出现较大偏差，不能准确判断 RO 进水是否含有余氯等氧化性介质，一旦进水余氯含量累计值超过膜元件的最大抗氯能力［陶氏膜为 200～1000（mg/kg）/h］，膜元件会出现氧化降解现象，导致膜元件不可逆的化学损伤，系统脱盐率会出现明显下降，严重者反渗透膜会彻底失去脱盐能力。

解决的办法：①ORP 信号线必须与电源线等有电信号干扰的电线隔离，定期对 ORP 表进行校验，确保显示值的相对准确。②在有 ORP 表监视的情况下，定期对反渗透进水取样分析，确保反渗透进水余氯为合格，手动检测作为在线检测的辅助手段，并据此判断在线 ORP 表的准确与否。上述措施如果不能从根本上解决余氯监测的问题，根据进水中有机物的含量高低，预处理系统也可采取投加适量的非氧化性杀菌剂（如 MW-881）进行杀菌，这种方法彻底避免了氧化性介质杀菌过程中余氯残余量对膜寿命的影响，而且操作简单，后续更不需要添加还原剂，应用过程既安全又经济，是目前反渗透进水杀除有机物和微生物的理想方式之一。

三、地表水超滤系统出水浊度问题

超滤膜作为全膜法水处理工艺的一个重要环节，其过滤效果的好坏，直接影响到反渗透设备是否能正常稳定运行，那么超滤在设计时就需要考虑超滤前的预处理工艺和超滤的运行方式，一些超滤膜厂家在超滤膜设计进水导则中只体现进水浊度（例如：浊度小于 200NTU）的要求，没有详细地描述颗粒性物质的进水指标，致使有些工程公司在设计包含超滤装置的工艺流程时，认为超滤是“万能的”，而淡化了超滤的预处理（通常超滤前只配置盘滤），在超滤进水颗粒性物质含量较多时，超滤前期运行出水浊度虽然基本能达到超滤设计的要求，但运行一个阶段后，由于超滤组件通水能力过负荷或其他的颗粒划伤而导致超滤断丝现象时有发生，从而发生超滤系统进水、产水间出现短路现象，进而引发超滤产水量升高、出水浊度增加。

直接导致反渗透装置出现颗粒污堵等污染，这是由于超滤的预处理设计不当导致的出水浊度升高。另一种情况是运行方式的控制不当，其中又包含两种情况，一是超滤反洗和加药反洗的周期设置不当，导致超滤出现污染，严重情况下超滤出现断丝现象，从而导致超滤产水浊度升高，二是超滤前投加的药剂与超滤材质不相匹配，出现化学反应，破坏了超滤的分离层（过滤层），使悬浮物、胶体等物质直接从聚砜层泄漏过去，导致超滤产水品质变差，最常见的问题就是出水浊度升高很快。出现上述情况后，首先根据实际情况判断是哪种原因造成的。如果超滤断丝不是很严重，通过“空气泡沫检测法”检测哪些中空纤维丝断裂，用聚砜堵栓和 *N*-甲基吡咯烷酮进行黏合修复，修补完毕后计算剩余的超滤水通量是否满足工艺的要求，如果满足应在较低负荷下运行超滤，如不满足则需增加超滤组件的数量。

四、多介质过滤器适用的流速范围

根据不同的水源水质及对处理后的水质要求，对于地表水水源（水库水、混合地表水源、中水回用等），多介质过滤器最佳设计流速为 5～8m/h，对于地下水水源，最佳设计流速为 5～8.5m/h，设计滤速直接涉及进水水质、过滤精度要求等，应根据具体情况综合考虑。

五、多介质过滤器滤料乱层现象

多介质过滤器中的滤料装填顺序为上层选择密度小、颗粒大的无烟煤，其次为密度大、颗粒小的石英砂，底层为大颗粒承托层。出现乱层的原因有：一是反洗强度过大，造成反洗水量过大，从而形成乱层；二是多介质过滤器的下布水系统分布不均匀，局部的反洗水量大，某些部位反洗水量小，造成乱层。建议反洗时观察滤料的膨胀高度，如果膨胀高了，就可能是反洗水量过大；如果膨胀高度不大，则很有可能是布水不均匀或进水流量小造成的。

滤料乱层之后，过滤效果变差，出水污染指数不合格，缩短后续保安过滤器的滤芯运行周期，增加运行成本，同时加速了反渗透的污染。出现滤料乱层现象的解决办法有：

① 把滤料从过滤器中全部掏出，用与滤料相同目数的筛网重新进行筛分，此方法费时费力，不能完全达到重新分离的效果，一般不采用。

② 重新更换新滤料，为了避免过滤器滤料再次乱层，反洗过程中必须严格按照操作规程操作，控制好反洗水量，反洗水量为正常运行出水量的 2.5～4 倍 [16～24L/(m^2 · s)]，另外，反洗进水阀应缓慢开启，避免瞬时大流量反洗；若是多介质过滤器的下集水系统采用穹形板式装置，则应更改为布水更均匀的隔板水帽式装置（水帽最好采用双速滤帽），防止局部反洗水量大造成的乱层。

六、过滤器性能恢复

其反渗透系统所用水源为地下水，有机物含量在 0.5mg/L 以下，系统运行 3 年后，发现预处理多介质过滤器出水的 COD 含量大于进水 COD 含量，且保安过滤器滤芯污堵严重，滤芯更换频繁，并且反渗透的运行参数有比较大的下降。为何出现这种情况，又有什么好的方法对过滤器性能进行恢复呢?

一般情况下，以地下水作为反渗透的水源时，由于地下水有机物含量较低，工程公司在设计工艺流程时不考虑降除有机物的设备（如活性炭过滤器），预处理也不采取投加杀菌剂等抑制菌藻类等微生物滋生的措施。系统在运行过程中由于设备的开工率不饱满（预处理设备部分时间处于停运状态，为菌藻类的滋生提供了必要的环境条件），微生物在预处理设备内出现繁殖滋生现象。这样的系统运行几年后，由于微生物积累和繁殖、代谢，过滤器中的滤料截留层内会有大量的有机物和微生物的积聚现象。当达到过滤器的最大纳污量时，过滤器在运行或反洗时由于水流剪切力的作用，过滤器会释放一部分有机物，导致过滤器出水有机物含量大于进水有机物含量。从过滤器释放的有机物在经过保安过滤器时，被滤芯拦截，有机物黏附在滤芯表面，微生物和有机物又会在滤芯表面繁殖，使滤芯过滤有效表面积迅速下降，滤芯运行压差快速升高，从而导致频繁的更换滤芯。在出现上述情况时，有以下几种方案可以解决此类问题：

① 通过重新更换过滤器中的滤料来恢复过滤器的纳污量。采用高温（60～70℃）热碱法对过滤器中的滤料进行循环清洗，恢复过滤器的性能。

② 采用非氧化性杀菌剂对预处理过滤器及管道进行连续杀菌，通过调整预处理的运行方式及强制反洗措施，逐步剥离附着在滤料上和管道壁上的生物黏泥，在过滤器出口 COD 小于进口后，采取间断冲击性投加，可以有效抑制微生物在预处理阶段的存留及繁殖，最终消除微生物对预处理、保安过滤器滤芯及反渗透的污染。

七、保安过滤器滤芯的更换周期

保安过滤器滤芯更换频繁的一般原因有：

① 原水水质不稳定，经常性波动，导致进入滤芯的颗粒性物质过多，造成周期缩短。

② 预处理运行效果差，预处理投加的絮凝剂、阻垢剂等相互不兼容或与水源不匹配，形成的黏状物质附着在滤芯表面，导致滤芯有效过滤面积降低，造成滤芯更换频繁。

③ 滤芯质量不好，质量差的滤芯内外孔径基本相同，实际上只有外层起拦截作用，而好的滤芯过滤孔径是由外向内逐级减小，最内层过滤精度为 (5±0.5)μm，纳污量大，用的时间长还能保证出水水质合格。

延长滤芯使用周期的措施：

① 水源一般是固定的水源，不能轻易改变。

② 改善预处理运行效果，优化絮凝剂及助凝剂加药量，选择适合水源的阻垢剂，调整各预处理设备达到最佳运行状态，严格按照操作规程要求，保证预处理出水水质合格。

③ 选用质量有保证的品牌滤芯，既能延长滤芯使用周期，又能保证保安过滤器出水水质。如 GEOsmonics 滤芯，其过滤精度在 (5±0.5)μm，采用 Z. Plex 技术的 GEOsmonics 新型 Purtrex 滤芯重新定义了以前所有的 RO 预处理性能和滤芯构造标准。Z. Plex 技术采用短直径熔喷滤芯、宽层间距和一个三维纤维基体，Purtrex 滤芯特别适用于水处理应用，因为水处理应用中细小的泥砂颗粒容易造成反渗透设备的污堵。这种滤芯在截留水中污物方面无可匹敌，压力损耗更低，使用寿命较之多数同类滤芯更长。在滤芯无负载外壳下，纤维和三维网状物形成多种孔隙，可有效捕捉杂质。在接下来的滤层中，Z. Plex 技术独有的纤维结构中小孔隙的数量越来越多，直到滤芯中心，可最大限度地提高滤芯寿命和污泥去除效率。

对于精确的微米级过滤而言，内芯是最后一层过滤层。内芯为热熔黏结结构，具有无可匹敌的整体性、下游清洁性和刚性且无需配备支撑芯。同样，渗透性能极强的黏结外表涂层十分光洁，可以防止疏松的纤维移动，这对于纯度要求高的应用十分关键。

八、原水中铁锰去除

一般的地下水水源呈还原态，此类原水中二价铁离子和锰离子含量较高，易造成反渗透膜的胶体氢氧化物污堵。因为铁氧化发生的 pH 值更低，使得铁出现污堵的机会比锰污堵要高得多，对反渗透来讲，在控制住铁的污堵时，锰同样被去除。反渗透对进水中铁的要求为在溶氧＞5mg/L 时，Fe＜0.05mg/L，铁锰含量高时，应防止整个系统与空气或任何氧化剂接触，防止铁氧化后生成难溶性的胶体氢氧化物颗粒。去除铁、锰的常用方法有：离子交换软化、先氧化后介质过滤（曝气加过滤除铁）、同步氧化过滤（锰砂过滤器除铁）等。

九、原水中 Sr、Ba 去除

反渗透进水/浓水通道中如有含 Sr、Ba 的垢类存在，会对膜元件造成不可逆的物理划伤，所以反渗透对进水中的 Sr、Ba 含量要求较高，一般原水检测要求 Sr 要做到 mg/kg 级、Ba 要做到 μg/kg 级。一般水源中 Sr、Ba 含量较低，在遇到原水 Sr、Ba 含量较高，又选择反渗透系统时，预处理必须采取降除 Sr、Ba 含量的措施，尤其是 Ba 的含量要降除至 5μg/kg以下，一般的措施为弱酸性阳离子树脂软化或者石灰软化。

十、与原水相匹配的阻垢剂及加药量

首先要了解水源类型，并对原水水质做全分析，根据原水的实际情况，同时应用阻垢剂供应商提供的数据，或根据阻垢剂的专业软件，选择合适的型号和投加量。



十一、PAC、PAM 加药量选择

一般的絮凝剂分为铁系、铝系，每种絮凝剂都有相适应的水源类型，对絮凝剂来讲（包括 PAC），要根据原水浊度、工艺设备的选择及药剂供应商的药剂性能参数来选择合适的絮凝剂。在选择合适的絮凝剂后，通过烧杯试验确定最佳加药量，如在做烧杯试验过程中发现出现的泛花较小（不易沉降，或沉降时间过长），需添加阻凝剂 PAM，利用 PAM 的吸附卷扫作用辅助混凝效果，一般 PAM 的加药量控制在 0.5mg/kg 以下。另外还要注意，几乎所有的阻垢剂都是负电性的，为防止水中残余的絮凝剂和助凝剂与阻垢剂反应形成凝胶污染反渗透膜，应选用阴离子性或中性的絮凝剂和助凝剂，同时要避免过量投加，在做完烧杯试验确定絮凝剂和阻凝剂的类型及加药量后，需在运行过程中根据进出水水质对加药量进行微调。

十二、活性炭滤料质量与更换周期

活性炭滤料的质量好坏影响活性炭的更换周期和使用效果，选择耐磨强度高、比表面积大、吸附碘值高的活性炭滤料可以延长活性炭的更换周期，降低设备维护成本。

活性炭一般吸附性指标（国标 GB/T B804—1990）如下

果壳	核桃壳	杏壳	椰子壳
比表面积/（m^2/g）	682.6	738.3	1024.9
碘吸附质/mL	833.4	895.7	1111.6
亚甲基蓝吸附值/（mg/g）	9	9.5	12.5
CCl_4 吸附值/%	41.08	45.11	64.78
球磨强度/%	94	94	92
灰分/%	2.0	2.0	2.5

作为反渗透预处理的活性炭过滤器，反渗透系统的水源一般为天然水，而天然水中的有机物含量复杂，研究认为，活性炭对相对分子质量在 500～3000 的有机物有很好的去除效果，对于相对分子质量小于 500 和大于 3000 的有机物没有去除效果。上述活性炭的吸附指标的相对分子质量在 200 以下，而天然水中有机物主要包括腐植酸、富维酸等物质，其相对分子质量远远大于 200，故其吸附值不能代表对天然水中有机物的吸附能力。所以在选择以天然水作为活性炭的进水时，其滤料的选择与活性炭的吸附碘值的高低等参数没有多大关系，而与活性炭的过渡孔（过渡孔半径一般在 10～100nm）多少有关，应选择过渡孔较多的活性炭，上述三种材质的活性炭以核桃壳和杏壳的过渡孔最多，应选择核桃壳或杏壳。

活性炭的更换周期与进水水质有关，判断活性炭是否完全失效应根据活性炭进出口有机物含量来决定，在正常反洗后如测得的出口有机物含量大于进口有机物含量，意味着活性炭已经失效，需进行再生或更换，活性炭滤料更换周期一般为一年到两年时间（具体时间应根据进水水质、活性炭装填体积及运行累计时间确定）。

十三、澄清池的“翻池”现象

澄清池在运行过程中可以实现混凝剂与原水的混合、反应、絮凝颗粒的沉淀分离三种过程，其澄清效率取决于泥渣悬浮物的活性和稳定性，因此保持泥渣处于悬浮、浓度均匀、活性稳定的工作状态是澄清池稳定运行并保证出水水质的最关键因素。由于设计的缺陷或运行时流速的变化、温度的变化及混凝剂的投加量不稳定等因素，易造成澄清池出现“翻池”现象，导致出水不稳定，水质不合格，具体原因有：

① 进水流量过大，造成泥渣活性不稳定些；

② 搅拌机搅拌速度太快或者太慢，造成泥渣浓度不均匀；

③ 刮泥机故障，造成泥渣过多，局部泥渣浓度过大；

④ 加药量过大或者过小，过大时形成的微絮体过多造成悬浮泥渣层活性不稳定，过小时微絮体不易形成悬浮泥渣层而直接进入分离区；

⑤ 没有及时排泥，造成泥渣过多，出现悬浮泥渣层浓度不均匀；

⑥ 澄清池内无泥渣或泥渣少，形成不了悬浮泥渣层；

⑦ 环境温度变化过大，泥渣悬浮层的活性不稳定。

澄清池运行过程中出现“翻池”现象后，应判断产生的原因，然后针对性地加以调整：

① 当出水清澈透明时，为最佳出水品质，应保持稳定运行；

② 当出水发浑，应增加混凝剂加药量或检查排泥装置是否运行正常；

③ 当出水着色成灰色，说明加药量过多，应减小加药量；

④ 当出水区有矾花上浮，说明进水量过大或泥渣过多，应降低进水流量或进行排泥；

⑤ 当清水浊度较低时，刮泥机可间断运行，但应注意不得压耙；

⑥ 澄清池停运时间较短时，搅拌机和刮泥机（或排泥装置）均不宜停止运行，以防泥渣下沉，停池时间较长应将泥渣排空或放空，以防刮泥机压耙。

十四、淤泥密度指数测定

淤泥密度指数（SDI 值）一般测试点安装在砂滤器（多介质过滤器）出口或保安过滤器进口，测试过程如下：

① 将本测定仪进水球阀关闭；

② 将测定仪连接螺丝安装在所测定位置；

③ 开启进水球阀，将调压器压力调至 0.21MPa；

④ 关闭进水球阀；

⑤ 取下膜盒（取膜盒方法：将快接阀的外圈套向上推，膜盒自动脱落，注意，在拆卸时要拿好膜盒，防止膜盒脱落时掉地而损坏膜盒）；

⑥ 取下后打开膜盒，取出膜盒内“O”形圈，将 0.45μm 膜片放入膜盒内的滤膜支撑板上，再将“O”形圈放入原位，盖上膜盒上盖，将压紧螺丝拧到适当程度；

⑦ 将膜盒插入快接阀；

⑧ 开启进水球阀逐出滤膜盒上夹带气泡，关闭进水球阀，拧紧压紧螺丝；

⑨ 开启进水球阀，同时测定出始时过滤 500mL 水样所需的时间 t_1，并让其继续过滤；

⑩ 测定 5min、10min 和 15min 时过滤 500mL 水样的时间（注意：在整个测试期间，压力必须保持在 0.21MPa±0.07MPa，水温变化必须保持在±1℃以内）；

计算公式如下：

$$\mathrm{SDI}=P_{30}/t_t=100(1-t_1/t_2)/t_t$$

式中　P_{30}——在 0.21MPa 进水压力下的堵塞指数；

t_t——总的测试时间（min），通常为 t_{15}（15min），此时 $P_{30}<75\%$，不然测试 t_{10} 或 t_5，使此时的 $P_{30}<75\%$；



t_1——初始时收集500mL水样所需的时间（s）；

t_2——经t_t（通常15min）后收集500mL水样所需的时间（s）。

注意事项：

① 测试前要排出测试仪中的空气；

② 测试期间，压力始终保持在0.21MPa。

十五、反渗透系统故障排除与解决方法

（一）反渗透系统的故障

反渗透系统的故障通常至少出现下列情况之一：

标准化后产水量下降，通常需要提高运行压力来维持额定的产水量；

标准化后脱盐率降低，在反渗透系统中表现为产水电导率升高；

压降增加，在维持进水流量不变的情况下，进水与浓水间的压差增大。

下面将详细地讨论上述三种主要故障。

1. 标准化后产水量下降

RO系统出现标准化后产水量降低，可根据下面三种情况寻找原因：

RO系统的第一段产水量降低，则存在颗粒类污染物的沉积；

RO系统的最后一段产水量降低，则存在结垢污染；

RO系统的所有段的产水量都降低，则存在污堵。

根据上述症状，出现问题的位置，确定故障的起因，并采取相应的措施，依照“清洗导则”进行清洗等。另外反渗透系统出现产水量下降的同时还会伴随有脱盐率降低、升高等情况。

(1) 标准化后产水量下降脱盐率降低

标准化后产水量下降脱盐率降低是最常见的系统故障，其可能的原因是：

① 胶体污堵　为了辨别胶体污堵，需要：

测定原水的SDI值；

分析SDI测试膜膜表面的截留物；

检查和分析第一段第一支膜元件端面上的沉积物。

② 金属氧化物污堵　金属氧化物污堵主要发生在第一段，通常的故障原因是：

进水中含铁和铝；

进水中含H_2S并有空气进入，产生硫化物；

管道、压力容器等部件产生的腐蚀产物。

③ 结垢　结垢是微溶或难溶盐类沉积在膜的表面，一般出现在预处理较差且回收率较高的苦咸水系统中，常常发生在RO系统的最后一段，然后逐渐向前一段扩散。含钙、碳酸氢根或硫酸根的原水可能会在数小时之内出现结垢堵塞膜系统，含钡和氟的结垢一般形成较慢。

辨别是否结垢的方法：

查看系统的浓水侧是否有结垢；

取出最后一支膜元件称重，存在严重结垢的膜元件一般比较重；

分析原水水质数据。

(2) 标准化后产水量下降脱盐率升高

标准化后产水量下降脱盐率升高其可能的原因是：

① 膜压密化　当膜被压密化之后通常会表现为产水量下降脱盐率升高，在下列情况下容易发生膜的压密化：

进水压力过高；

进水高温；

水锤。

② 有机物污染　进水中的有机物吸附在膜元件表面，造成通量的损失，多出现在第一段。辨别有机物污染的方法如下：

分析保安过滤器滤芯上的截留物；

检查预处理的絮凝剂，特别是阳离子聚电解质；

分析进水中的油和有机污染物；

检查清洗剂和表面活性剂。

2. 标准化后脱盐率下降

(1) 标准化后脱盐率下降，产水量正常

产生这种症状的原因如下：

①“O”形圈泄漏　当与某些化学品接触或受到机械应力时，如由于水锤作用引起膜元件的运动，“O”形圈就会出现泄漏现象，有时还会出现“O”形圈未安装，“O”形圈安装不正确等情况。

② 望远镜现象　产生望远镜现象的原因是进水和浓水间的压差过大；较严重的望远镜现象会造成膜元件的机械损坏。

③ 膜表面磨损　这种情况常常是因为RO系统前端的元件受到水中结晶体或具有尖锐外缘的金属悬浮物的磨损造成的。

④ 产水背压　任何时刻，产水压力高于进水或浓水压力0.3bar，复合膜就可能发生复合层间的剥离，从而损坏膜元件。

(2) 标准化后脱盐率下降，产水量升高

产生这种症状的原因如下：

① 膜氧化　当膜接触到水中的氧化性物质后，膜被氧化破坏，这是不可逆的化学损伤，一旦出现这种情况，只能更换所有膜元件。

② 泄漏　膜元件或中心管严重的机械损坏将导致进水或浓水渗入产水中，特别是当运行压力较高时，问题就越严重。

3. 压降增加

进水与浓水间的压差称为压降；每一支含多支膜元件的压力容器压降上限为3.5bar，每一支玻璃钢外包皮膜元件的压降上限为1bar。当进水流量恒定时，压降的增加常常是由于元件进水网格流道内存在污染物或结垢物，一旦进水流道被堵塞，常常会伴有产水量的下降。

下面为引起压降增加的常见原因：

① 结垢　结垢常常会引起最后一段膜元件压降的增加，必须保证采取了控制结垢的适当措施，并采用合适的化学药剂清洗膜元件，同时保证不超过系统的设计回收率。

② 生物污堵　生物污堵常常会引起RO系统前端压降的显著增加，并会对进水水流产生极高的阻力。



（二）反渗透系统故障的症状、原因、解决方法

症状1：盐透过率升高，产水量却下降，每段之间的压力差增大，膜组件质量显著增加。

引发问题的可能原因	所在位置及鉴别手段	解决方法
金属氧化物污染	分析日常SDI测试膜截留物质 分析清洗液中金属离子 解剖分析被污染膜元件	进行金属氧化物污染物清洗 改善预处理工艺和运行条件
胶体污染	分析日常SDI测试膜截留物质 解剖分析被污染膜元件	采用含有脂类洗涤剂清洗 改善预处理工艺和运行条件
无机盐垢污	校核浓水系统LSI指数和可能生成的难溶物溶度积测试 解剖分析被污染的典型膜元件	针对具体情况选择合适的清洗剂清洗 选择更有效的阻垢/分散药剂投加 改善预处理系统
淤泥污染	检测预处理系统后的进水NTU 解剖分析被污染的典型膜元件	改善预处理系统 利用HF和胶体清洗液清洗

症状2：盐透过率和产水流量增加，但进水和浓水之间的压力差正常。

引发问题的可能原因	所在位置及鉴别手段	解决方法
有机物污染	拆开膜组件（压力容器），查看反渗透膜元件进水端污染症状 对原水及浓水进行水质分析	选择碱性清洗液对系统进行清洗 改善系统预处理工艺

症状3：开始盐透过率不变，甚至还会有所降低，在运行一段时间后系统盐透过率开始持续增加，并伴随着进水和浓水之间的压差增大和系统产水量降低。

引发问题的可能原因	所在位置及鉴别手段	解决方法
生物污染	拆开膜组件查看膜元件进水端污染症状 分析反渗透系统浓水和产品水生物及细菌指标	首先用碱性清洗液进行第一次清洗，然后再用被允许使用的杀菌清洗剂配制清洗液清洗膜系统 改善系统预处理工艺

症状4：盐透过率高，产水量满意，甚至稍高，每段压力差较大。

引发问题的可能原因	所在位置及鉴别手段	解决方法
设计或运行操作不合理，引起反渗透系统的过分浓差极化	校核反渗透系统浓淡水比例和运行回收率 检查反渗透装置上压力容器及压力管道固定是否合适，压力容器是否发生翘曲或变形 检查膜元件的U形浓水密封圈	加大反渗透浓水的运行流量，降低反渗透系统水回收率 更换已损坏的反渗透膜元件上的U形密封圈 改善配管固定方式

症状5：盐透过率增大，产水流量加大，压力差降低。

引发问题的可能原因	所在位置及鉴别手段	解决方法
膜表面被给水的颗粒物质或系统产生浓差极化而生成的无机盐结垢晶体划伤	颗粒污染物 分析最后一段无机盐垢污，校核浓水LSI值，测试难溶物的溶度积数值	改善预处理系统 调整系统水回收率 选择使用更有效的阻垢剂/分散剂的RO系统的第一段产水量降低，则存在颗粒类污染物的沉积

症状6：盐透过率高，产水量满意或稍高，每段之间的压力差基本不变。

引发问题的可能原因	所在位置及鉴别手段	解决方法
膜元件或压力容器上“O”形圈漏水	对压力容器的取样管取样试验分析确认具体发生位置	更换在膜元件或容器上已损坏或产生漏水的“O”形圈
膜元件膜袋黏合线破裂，膜元件中心管破裂或膜元件机械损坏	压力容器取样试验判定发生具体位置 对膜元件进行真空试验，判定发生具体位置 膜元件卷伸出，解剖分析原因	对破损的膜元件进行替换 检查给水压力，产品水压力及膜元件运行的压力降是否合适，并调整之
系统运行有水锤产生	检查设备驱动程序是否合理，找出产生水锤原因	修改设计和运行条件及系统驱动程序

症状7：盐通过率和产水流量增加，进水和浓水之间的压力降低或正常。

引发问题的可能原因	所在位置及鉴别手段	解决方法
反渗透膜被给水中的氧化性物质氧化而引起膜性能退化	重点对第一段反渗透膜组件进行水质水量监测，并对测试值进行标准化，与试机报告数据进行比较	对于情况较为严重者，必须有所选择地对已退化的膜元件进行更换 改善系统预处理工艺 增设氧化还原电位的监测(ORP)

症状8：海水淡化系统出现盐透过率不变或略微降低，水通量降低，运行压力高，压力差无明显变化。

引发问题的可能原因	所在位置及鉴别手段	解决方法
高压力下对膜片的压密性		正常现象

（三）反渗透故障诊断一览表

见表3-13。

表3-13　反渗透故障诊断表

症状			直接原因	间接原因	解决方法
产水流量	盐透过率	压差			
↓	→	↑↑	生物污堵	①原水被污染 ②系统(例如活性炭过滤器)中的微生物 ③系统停用 ④杀菌剂投加量不足	①清洗、消毒 ②对预处理过程进行调整 ③调整杀菌剂的使用频率及投加量
↓↓	→	→	有机污堵	①给水中含油 ②用于预处理的阳离子凝聚剂	①清洗膜元件 ②调整预处理过程
↓↓	↑	↑	水垢	①超过了无机盐的溶解度 ②回收率太高 ③给水水质改变 ④超过阻垢剂的阻垢能力	①垢的鉴别及清洗 ②加强对水垢的控制，采用阻垢能力高的阻垢剂 ③降低回收率
↓↓	↑	↑	胶体污堵	①原水被污染 ②预处理不够 ③混凝剂使用不当	①清洗膜元件 ②检查预处理过程中混凝剂的种类及投加量，调整预处理的工况 ③加入特效阻垢剂
↑	↑↑	→	薄膜氧化(前端膜元件最易受影响)	给水中存在游离氯、溴、臭氧或其他氧化剂(在中性或碱性pH值下对膜的伤害最大)	①通过对膜元件的解剖与分析确定是否为氧化伤害 ②更换膜元件
↑	↑↑	→	薄膜渗漏	①渗透液背压 ②给水中存在金属氧化物或其他颗粒杂质使膜表面磨损	①更换损坏的膜元件 ②改善前处理，更换保安过滤器滤芯
↑	↑↑	→	"O"形圈泄漏	①安装不当 ②老化或受损(水锤造成膜元件移动等)	①检测具体位置 ②更换"O"形圈
↑	↑↑	→	渗透水管损坏(中央折层破裂)	①启停操作不当 ②水垢或污垢产生的剪切力、应力或磨损 ③渗透液背压	①检测具体位置 ②更换膜元件
↓↓	↓	→	薄膜压紧	①水锤 ②高温、高给水压力	①调整运行工况 ②更换膜元件

注：↑增加，↓减少，→不变；双箭头代表主要症状，↑↑增加，↓↓减少。

对膜件的清洗一般分为物理清洗和化学清洗两种，而化学清洗的频次越高，对膜件的损伤越大，严重影响了膜系统的使用寿命。所以，相关技术人员很难掌握好膜系统的化学清洗。膜清洗频率与预处理措施的完善程度是紧密相关的。预处理越完善，清洗间隔越长；反之，预处理越简单，清洗频率越高。一般膜清洗是遵循（10%法则）——当校正过的淡水流

量与最初200h运行（压紧发生之后）的流量之比，降低了10%和（或）观察到压差上升了10%～20%就需进行清洗。尽可能在脱盐率下降显示出来以前采取措施。正规安排的保护性维护清洗不足以保护反渗透系统。譬如，由于预处理设备运行不正常，进水条件在短时间内就会发生变化。反冲洗对于防止大颗粒对某些形式反渗透膜模件的堵塞是有效的。但不是所有的污染都可通过简单的反冲洗就能清除掉，还需要有周期的化学清洗。化学清洗除需增加药剂和人工费用外，还有个污染问题，所以也不可过于频繁，每月不应超过1～2次，每次清洗时间约1～2h。化学清洗系统通常包括一台化学混合箱和与之相配的泵、混合器、加热器等。化学清洗常是根据运行经验来决定（可以根据每列设备压降读数与运行时间的关系曲线，或是依据产水量、淡水水质和膜的压降等）。化学清洗所用的药剂和方法，需根据污染源来决定。表3-14可供参考，但更应重视和应用本单位的经验。为了保证效果，在化学清洗前要进行冲洗。冲洗前先降压，再用2～3倍正常流速的进水冲洗膜，靠流体的搅动作用将污物从膜面剥离并冲走。然后针对污染特征，选择清洗液对膜进行化学清洗。为了保护反渗透模件，液温最好不超过35℃。系统若停用5天以上，最好用甲醛冲洗后再投用。如果系统停用2周或更长一些时间，需用0.25%甲醛浸泡，以防微生物在膜中生长。化学药剂最好每周更换一次。针对各种污染物采用的清洗剂详见表3-14，由于各地水质不同，仅供参考。

表3-14 对各种污染物的清洗

污染原因	清洗液	药剂用量/(L/台模件)	清 洗 方 法
金属氧化物沉淀	(1)0.2mol/L柠檬酸铵 (2)4%亚硫酸氢钠	≈100	(1)维持0.4MPa压力,15L/min流量,循环2h (2)保持1MPa压力,水冲洗30min (3)正常运行
钙沉淀物	(1)盐酸,pH=4 (2)柠檬酸,pH=4	≈100	(1)维持0.4MPa压力,15L/min流量,循环2h (2)保持1MPa压力,水冲洗30min (3)正常运行
有机物,胶体物	(1)柠檬酸,pH=4 (2)盐酸,pH=2 (3)氢氧化钠,pH=12 (4)中性洗净剂	≈100	(1)维持0.4MPa压力,15L/min流量,循环2h (2)保持1MPa压力,水冲洗30min (3)正常运行
细菌及黏泥	1%甲醛溶液	≈100	(1)维持0.4MPa压力,15L/min流量,循环2h (2)保持1MPa压力,水冲洗30min (3)正常运行

表3-15为RO膜污染特征及处理方法。

表3-15 RO膜污染特征及处理方法

污 染 物	一 般 特 征	处 理 方 法
钙类和钡、锶沉积物(碳酸钙、磷酸钙、硫酸钙、氟化钙、硫酸钡、硫酸锶)	脱盐率明显下降、系统压降增加,系统产水量稍降	采用3%的LDR-811反渗透膜清洗系统,冲洗干净后,再用3% LDR-812清洗
氧化物(铁、镍、铜等)	脱盐率明显下降、系统压降明显升高,系统产水明显降低	先用LDR-811反渗透膜清洗剂清洗系统,再用LDR-812清洗
各种胶体(铁、铝、有机物及硅胶体)	脱盐率稍有降低,系统压降逐渐上升,系统产水量逐渐减少	用LDR-812反渗透膜清洗剂清洗系统
硫酸钙、硫酸钡(一般发生于系统第二段)	脱盐率明显下降,系统压降适度增加,系统产水量稍有降低	用LDR-812反渗透膜清洗剂清洗系统
细菌污染	脱盐率可能降低,系统压降明显升高,系统产水量明显降低	可采用LDR-681反渗透膜杀菌剂

反渗透膜污染的清洗时间：RO 膜元件清洗频率通常为 3～12 个月一次，但当污染物造成膜元件性能下降，在下列情况之一发生时应进行清洗。

① 正常压力下，如产生水流量降至正常值的 85%～90%；

② 为了维持正常产水流量，经温度校正后的给水压力增加 10%～15%；

③ 盐透过率增加 10%～15%；

④ 使用压力增加 10%～15%；

⑤ RO 各段间的压差增加明显。

表 3-16 为 RO 系统故障分析。

表 3-16 RO 系统故障分析

可能原因	可能位置	压降	产水流量	盐透过率
金属氧化物	第一段	通常会增大	下降	通常会增大
胶体污垢	第一段	通常会增大	下降	通常会增大
结垢	最后一段	增大	下降	增大
生物污染	任何一段	通常会下降	增加	增大
有机物污染	所有各段	正常	下降	通常会增大
氧化剂(如 Cl_2)	第一段	通常会下降	增加	增大
表面磨损(炭粒、淤泥)	第一段	减小	增加	增大
O 环或胶合处裂缝	随机	通常会减小	通常会减小	增大
回收率过高	所有各段	减小	通常会减小	增大

为了避免今后再出现类似情况，在工作中要注意下列情况：

① 反渗透系统一定要选择品牌阻垢剂，保证供货渠道，避免使用假冒产品；

② 系统运行中要用记录软件记录运行数据来判断系统运行的正常与否；

③ 系统运行过程中，若流量下降 15%或系统段间压差上升 15%时，系统要进行检查维护或清洗。

系统运行时，反渗透的浓水排放门要根据运行状态进行调整，使系统的回收率稳定在 75%。

第四章 海水淡化装置与设备

第一节 海水淡化装置的分类及原理

一、反渗透装置膜的形态分类

如果按膜的形态分类的话，反渗透装置的结构形式有四种：板式、管式、卷式、中空纤维式，以下逐一来介绍这些不同形式反渗透装置的各自构造与特点。

① 板式 板式结构的优点是结构简单，组装方便，更换膜的费用小，缺点是堆积密度小，即单位体积膜面积小。

② 管式 这种结构原水在膜表面的流动状态最好，拆装灵活，但膜堆积密度最低，占地面积和空间体积大。另外弯头和接头多，连接烦琐也是其缺点之一。

③ 卷式 由于支撑材料和原水流道很薄，因此卷式结构的堆积密度较大，单位容积的产水能力亦大，拆装方便，缺点是整个膜元件若有一处漏洞将会使其失效。这种结构是目前反渗透装置中用得最多的一种。

④ 中空纤维式 这是一种无支撑材料的结构，由于纤维很细，故膜的堆积密度很大，因此工作效率高，占地面积小，其缺点是单位膜面积透水量较小，制膜抽丝工艺和制备膜元件技术也较复杂，且很易断丝，因此在应用中受到一定限制。

二、CECO 反渗透膜海水淡化装置分类

1. CECO 便携式反渗透膜海水淡化装置

CECO 便携式反渗透海水淡化装置是小型柴油机自带动力，采用回转密封膜元件管网，使用超低压芳香族聚酰胺复合膜，具有超低运行压力，更高水通量，高脱盐率，更宽的水质使用范围和压力适应范围，全机采用计算机控制，从水泵，压力容器管道，阀门等配套设备到功率更小的电机，充分满足便携式需要，整机体积小，更适于各种海域制造小型生活用水。采用的芳香族聚酰胺复合膜，可以使脱盐率达到 95%的高度，有效地去除海水中含有的 SiO 和 TOC，并具有耐污染，使用寿命长等特点。

2. CECO 反渗透海水淡化装置

CECO 反渗透海水淡化装置是在压力驱动下，用半透膜分离物质的过程。反渗透膜表面活性层只允许水分子透过，90%的可溶性盐及所有细菌，热源，杂质被截留，且水没有变相，所以反渗透脱盐是最先进的也是最节能的一种脱盐方式。

该产品采用美国陶氏化学公司 FILMTEC 卷氏反渗透膜组件和日本日东电工卷式反渗透膜组件，确保了反渗透海水淡化装置长期可靠的运行，而完善的预处理系统使反渗透膜长期运行性能得以保证。

3. CECO喷淋式海水淡化设备

CECO喷淋式海水淡化设备是一种低温真空蒸发式海水淡化装置。由于采用了喷淋式给水和强化管道热技术，使装置具有体积小，重量轻且热效率高的特点。这种装置可利用50℃左右的低焓能，能耗低，适用面广，操作简单，维护方便，使用安全，其主要技术指标在国内处于领先水平。

该装置利用热水对不断补给的海水进行加热，使部分海水在真空下蒸发汽化，产出的水蒸气经汽水分离后直接进入冷凝器被海水冷凝成淡水，汇集在海水槽内，由凝水泵把海水抽出，经盐度计自动监测，符合要求的水送出供食用。

CECO反渗透装置是目前国际上最先进的脱盐设备，采用卷式复合膜，适用于低压力操作下水的纯化，可除去水中的各类金属离子，酸根，细菌，热源及放射性污染物等，脱盐率可达99.8%以上，因其具有操作简便，运行平稳，节能，抗污染性好以及使用寿命长等优点，是电子，电力，医药，食品饮料，化工等领域生产纯水的首选设备。

CECO反渗透系统可根据实际情况采用一级多段和多级多段设计，而反渗透与离子交换设备的结合使用，不仅极大地提高了水的纯度，也可大大延长树脂的再生周期，极大地降低了设备的运行成本。

为保证反渗透装置长期可靠运行，CECO利用先进的软件设计系统并结合用户实际情况进行最优设计，而从FILMTEC，HYDRANAUTICS，FIUIDSYSTEM，DUPONT等国外知名公司引进的反渗透膜组件和丹麦GRUNDFOS，美国PROCON等公司引进的高压泵，更是保证了这一设备的高品位和高品质。

三、海水淡化法原理

1. 冷冻海水淡化法原理

海水三相点是使海水汽、液、固三相共存并达到平衡的一个特殊点。若压力或温度偏离该三相点，平衡被破坏，三相会自动趋于一相或两相。真空冷冻法海水淡化正是利用海水的三相点原理，以水自身为制冷剂，使海水同时蒸发与结冰，冰晶再经分离、洗涤而得到淡化水的一种低成本的淡化方法。

与蒸馏法、反渗透膜法相比，冷冻海水淡化法能耗低，腐蚀、结垢轻，预处理简单，设备投资小，并可处理高含盐量的海水，是一种较理想的海水淡化法。

2. 蒸馏法原理

蒸馏法主要被用于特大型海水淡化处理上及热能丰富的地方。反渗透膜法适用面非常广，且脱盐率很高，因此被广泛使用。

蒸馏法海水淡化装置一般采用真空蒸馏的原理，即通过喷射泵以维持装置中90%～94%的真空度，此时对应的海水蒸发的沸点仅36～40℃，以利用低温废热来进行海水淡化。

3. 反渗透膜法原理

反渗透膜法首先是将海水提取上来，进行初步处理，降低海水浊度，防止细菌、藻类等微生物的生长，然后用特种高压泵增压，使海水进入反渗透膜，由于海水含盐量高，因此海水反渗透膜必须具有高脱盐率，耐腐蚀、耐高压、抗污染等特点，经过反渗透膜处理后的海水，其含盐量大大降低，TDS含量从36000mg/L降至200mg/L左右。淡化后的水质甚至优于自来水，这样就可供工业、商业、居民及船舶、舰艇使用。



4. 全球膜螺旋卷式 EDI 工作原理

见图 4-1，Omexell EDI 利用电场作用将离子连续地从进水中迁移到浓水一侧，同时电流促使水分子分解成 H^+ 和 OH^-，从而连续再生树脂。Omexell EDI 专利的浓、淡水流道设计使 Omexell EDI 元件具有独特的优势。进水（淡水）从底部进入到 EDI 元件，经进水分布器后进入垂直的淡水室，并流经填充于淡水室的离子交换树脂层。

浓水从底部通过中心管进入到元件，经布水机构进入浓水室。

在直流电场作用下，一小部分水分子分解成为 H^+（氢离子）和 OH^-（氢氧根离子）。这些 H^+ 和 OH^- 持续地再生填充于淡水室的离子交换树脂。

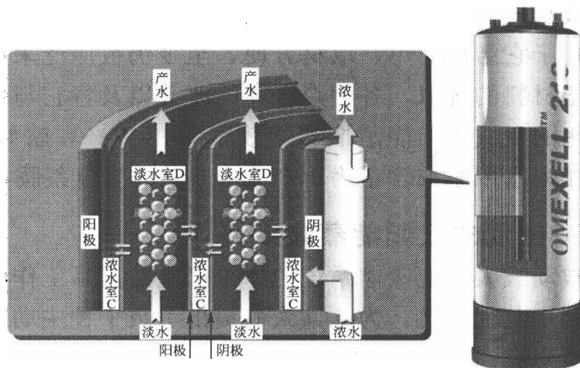


图 4-1　膜螺旋卷式 EDI 工作原理

带正电荷的阳离子和带负电荷的阴离子分别被吸附到相应的树脂上，在电场作用下，通过相应的树脂迁移，穿过阴、阳膜进入浓水室而被除去。其中阴膜仅允许阴离子通过，阳膜仅允许阳离子通过。

因此，通过离子交换、水分解，离子迁移以及再生等多种作用，进水中的离子连续进入浓水室而被去除，高纯度的淡水连续从淡水室流出，从而实现水的深度脱盐过程。

四、太阳能海水淡化装置（太阳能蒸馏器）分类

太阳能蒸馏器的研究主要集中于材料的选取、各种热性能的改善以及将它与各类太阳能集热器配合使用上。与传统动力源和热源相比，太阳能具有安全、环保等优点，将太阳能采集与脱盐工艺两个系统结合是一种可持续发展的海水淡化技术。太阳能海水淡化技术由于具有不消耗常规能源、无污染、所得淡水纯度高等优点而逐渐受到人们重视。

1. 装置分类

人类利用太阳能淡化海水，已经有了很长的历史。人类最早有文献记载的太阳能淡化海水的工作，是 15 世纪由一名阿拉伯炼丹术士实现的。这名炼丹术士使用抛光的大马士革镜进行太阳能蒸馏。世界上第一个大型的太阳能海水淡化装置，是于 1874 年在智利北部的 Las Salinas 建造的。它由许多宽 1.14m，长 61m 的盘形蒸馏器组合而成，总面积 47000m^2。在晴天条件下，它每天生产 2.3 万升淡水。这个系统一直运行了近 40 年。

人类早期利用太阳能进行海水淡化，主要是利用太阳能进行蒸馏，所以早期的太阳能海水淡化装置一般都称为太阳能蒸馏器。早期的太阳能蒸馏器由于水产量低，初期成本高，因而在很长一段时间里受到人们的冷落。第一次世界大战之后，太阳能蒸馏器再次引起了人们极大的兴趣。当时不少新装置被研制出来，比如顶棚式、倾斜幕芯式、倾斜盘式以及充气式太阳能蒸馏器等，为当时的海上救护以及人民的生活用水解决了很大问题。

太阳能蒸馏器的运行原理是利用太阳能产生热能驱动海水发生相变过程，即产生蒸发与冷凝。运行方式一般可分为直接法和间接法两大类。顾名思义，直接法系统直接利用太阳能在集热器中进行蒸馏，而间接法系统的太阳能集热器与海水蒸馏部分是分离的。但是，近 20 多年来，已有不少学者对直接法和间接法的混合系统进行了深入研究，并根据是否使用

其他的太阳能集热器又将太阳能蒸馏系统分为主动式和被动式两大类。

2. 被动式太阳能蒸馏系统

被动式太阳能蒸馏系统的例子就是盘式太阳能蒸馏器，人们对它的应用有近 150 年的历史。由于它结构简单、取材方便，至今仍被广泛采用。目前对盘式太阳能蒸馏器的研究主要集中于材料的选取、各种热性能的改善以及将它与各类太阳能集热器配合使用上。目前，比较理想的盘式太阳能蒸馏器的效率约在 35%，晴好天时，产水量一般在 3～4kg/m^2 左右。如果在海水中添加含量为 172.5mg/kg 的黑色萘胺，蒸馏水产量可以提高约 30%。

3. 主动式太阳能蒸馏系统

被动式太阳能蒸馏系统的一个严重缺点是工作温度低，产水量不高，也不利于在夜间工作和利用其他余热。为此，人们提出了数十种主动式太阳能蒸馏器的设计方案，并对此进行了大量研究。

在主动式太阳能蒸馏系统中，由于配备有其他的附属设备，使其运行温度得以大幅提高，或使其内部的传热传质过程得以改善。而且，在大部分的主动式太阳能蒸馏系统中，都能主动回收蒸汽在凝结过程中释放的潜热，因而这类系统能够得到比传统的太阳能蒸馏器高一至数倍的产水量。

五、太阳能海水淡化装置的开发与生产

1. 多级闪蒸海水淡化装置

海水淡化方法有数十种，目前工业上采用的主要是多级闪蒸、反渗透、多效蒸发等。其中又以前两种方法为主，它们占到整个淡化市场份额的 85%以上。

所谓闪蒸，是指一定温度的海水在压力突然降低的条件下，部分海水急骤蒸发的现象。多级闪蒸海水淡化是将经过加热的海水，依次在多个压力逐渐降低的闪蒸室中进行蒸发，将蒸汽冷凝而得到淡水。目前全球海水淡化装置仍以多级闪蒸方法产量最大，技术最成熟，运行安全性高、弹性大，主要与火电站联合建设，适合于大型和超大型淡化装置，主要在海湾国家采用，如沙特阿拉伯多级闪蒸海水淡化装置。

2. 低温多效蒸馏淡化装置

反渗透则是将海水加压，使淡水透过半透膜的淡化方法。该方法适应性宽，无论大中小规模，也无论海水或苦咸水都可选用，是近 20 年发展最快的海水淡化方法。美洲、欧洲和亚洲的大中型海水淡化厂均以反渗透为首选，在海湾国家也有相当规模的应用。

多效蒸发是让加热后的海水在多个串联的蒸发器中蒸发，前一个蒸发器蒸发出来的蒸汽作为下一蒸发器的热源，并冷凝成为淡水。其中低温多效蒸馏是蒸馏法中最节能的方法之一，如维京群岛低温多效蒸馏淡化装置。

除以上几种主要的淡化方法外，压汽蒸馏、电渗析也是比较成熟的海水淡化方法，但一般规模不大。在实际选用中，究竟哪种方法最好，也不是绝对的，要根据规模大小、能源费用、海水水质、气候条件以及技术与安全性等实际条件而定。

实际上，一个大型的海水淡化项目往往是一个非常复杂的系统工程。就主要工艺过程来说，包括海水预处理、淡化（脱盐）、淡化水后处理等。其中预处理是指在海水进入起淡化功能的装置之前对其所做的必要处理，如杀除海生物，降低浊度、除掉悬浮物（对反渗透法），或脱气（对蒸馏法），添加必要的药剂等；脱盐则是通过上述的某一种方法除掉海水中的盐分，是整个淡化系统的核心部分，这一过程除要求高效脱盐外，往往需要解决设备的防



腐与防垢问题，有些工艺中还要求有相应的能量回收措施；后处理则是对不同淡化方法的产品水针对不同的用户要求所进行的水质调控和储运等处理（科威特的淡化水储水塔，单塔储水量 650t）。海水淡化过程无论采用哪种淡化方法，都存在着能量的优化利用与回收，设备防垢和防腐，以及浓盐水的正确排放等问题。

第二节　海水淡化装置中的基本传热传质关系

一、真空蒸馏式海水淡化的热力分析

随着船舶业的发展，船舶对淡水的需求就越来越大，从陆地上携带淡水和靠海岛之类的补充淡水是不现实的，所以迫切需要更好的技术来淡化海水。海水淡化常用的方法有蒸馏法和膜分离法，还有冷冻法、水合物法、溶剂萃取法、离子交换法等。蒸馏法又分多级闪蒸（MSF）、多效蒸发（ME）、压汽蒸馏（VC）和太阳能蒸馏等。蒸馏式海水淡化技术对热源的要求比较低，在船舶上得到广泛的应用，但是由于系统本身较复杂，因此研究真空蒸馏式海水淡化的性能，是船舶海水淡化研究的一个重要方面。很多学者对海水淡化过程都进行了热力计算，本节主要对真空蒸馏处理技术的原理和性能进行分析，并对真空蒸馏处理装置进行模拟计算。

二、真空蒸馏式海水淡化技术的原理

真空蒸馏式海水淡化装置一般采用真空蒸馏的原理，即通过喷射泵以维持装置中90%～94%的真空度，此时对应的海水蒸发的沸点仅 36～46℃，以利用低温废热来进行海水淡化。该装置的热源为船舶主机的缸套的冷却水，属于废热回收利用。一般主机功率为 6000kW 左右的柴油机推动的船舶，每天就可以生产淡水 15～18m³。效率很高。船舶废热如废热锅炉产生的多余蒸汽，副机缸套水等都有大量的废热，所以船舶废热具有很广阔的开发前景。真空蒸馏处理淡化海水不需要附加其他热源，因此 VDT 技术是船舶淡化海水的重要手段，具有节能，效率高等优点。

三、热力分析及模型的建立和模拟

真空蒸馏处理淡化海水的基本流程如图 4-2 所示。

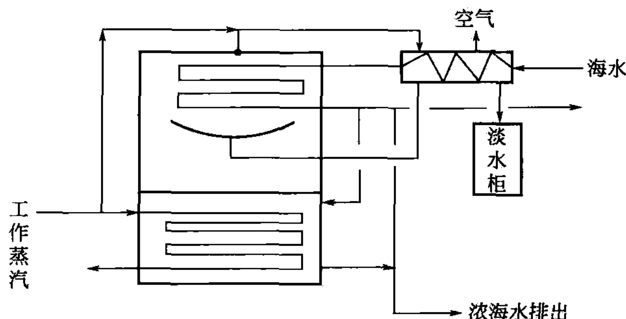


图 4-2　真空蒸馏处理池

海水经过预热器，在其中吸收淡水和喷射泵工作蒸汽所放出的热量，温度升高，供入海

水淡化装置的冷凝器中作为冷凝海水蒸发所得到的蒸汽（二次蒸汽），温度得到进一步升高，一部分供入海水淡化装置的蒸发器中作为供水，另外一部分排出船舱外；供入蒸发器中的海水在蒸发器中受工作蒸汽（一次蒸汽）的加热，温度升高，达到饱和温度，开始蒸发，所得到蒸汽在装置中上升，经过分离器分离所带出的淡水，经过预热器将热量传给海水后，进入淡水箱中被储存；海水淡化装置内未蒸发的海水浓度升高成为浓海水，排出船舱外。

1. 模型的建立

海水淡化过程其实就是一个传热传质过程，根据质量守恒定律和能量守恒定律原理，建立如下的数学模型。

质量平衡方程为：

$$m_f = m_b + m_d \tag{1}$$

$$m_b = m_d\left(\frac{S_f}{S_b - S_f}\right) \tag{2}$$

在这个装置中，能量平衡方程分为蒸发器能量平衡方程，冷凝器能量平衡方程和预热器能量平衡方程。

蒸发器能量平衡方程

$$Q_e = m_f C_p(T_b - T_f) + m_d\lambda_v \tag{3}$$

$$A_e = \frac{Q_e}{U_e(T_b - T_f)} = \frac{m_f C_p(T_b - T_f) + m_d\lambda_v}{U_e(T_e - T_b)} \tag{4}$$

式中

$$C_p = (A + BT + CT^2 + DT^6)\times 10^{-3} \tag{5}$$

式中，S 为海水中的含盐量（g/kg）；S_b、S_f 为浓海水和海水浓度（1×10^{-6}）；Q_e 为蒸发器中换热量（kJ）；A_e 为蒸发器换热面积（m^2）；U_e 为蒸发器换热系数 [kJ/($m^2\cdot$℃)]；m_f，m_b，m_d 分别为海水上水量、浓盐水排放量和产水量（kg/s）。

适用范围：20℃$<T<$180℃。$20000\times10^{-6}<Sb<160000\times10^{-6}$冷凝器能量平衡方程为：

$$Q_c = A_c U_c \Delta t_m \tag{6}$$

$$\Delta t_m = \frac{T_f - T_1}{\ln\left(\frac{T_v - T_1}{T_v - T_f}\right)} \tag{7}$$

式中，ΔT_m 为对数平均温度（℃）；T_f，T_v 为供入蒸发器的海水温度和蒸发温度（℃）；T_1 为海水出预热器时的温度（℃）；Q_c 为冷凝器中的换热量（kJ）；U_c 为冷凝器的换热系数 [kJ/($m^2\cdot$℃)]；A_c 为冷凝器的换热面积（m^2）。

预热器中的能量平衡方程为：

$$m_{fw}C_{pw}(T_1 - T_w) = m_{mj}\lambda_s + m_d C_{pd}(T_v - T_2) \tag{8}$$

式中，T_2 为淡水排出时的温度（℃）；C_p，C_{pw}，C_{pd} 分别为浓海水、海水和淡水的比热容 [kJ/($m^2\cdot$℃)]；mmj 为经过喷射泵的蒸汽流量。

2. 100t/d 真空海水淡化装置的模拟计算

为了验证所建立模型的正确性，以海水温为 30℃，淡水排出的温度为 50℃，海水含盐量 3.5%（35000mg/kg），浓盐水量 6%（60000mg/kg）进行计算，取 $T_f = T_b - 28$（℃），计算得到的结果为蒸发温度为 70℃时，产水量为 4.26t/h，工作所消耗的蒸汽量为 4.866t/h，海水耗量为 198.2t/h。针对不同温度和工作蒸汽压力进行模拟计算，结果如图 4-3 所示。



由图 4-3 可知，产水量随着蒸发温度的升高而减少，随着工作蒸汽压力的增大而增大。由图 4-4 可知，海水耗量随蒸发温度的升高而降低，随加热蒸汽压力的升高而增大。

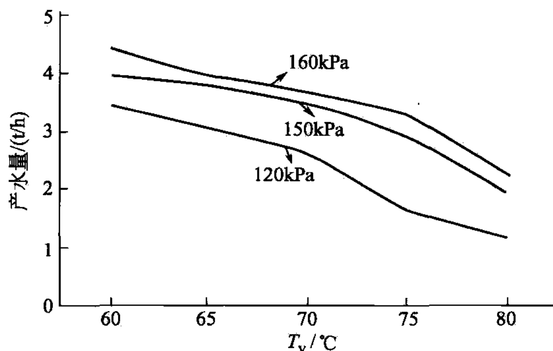


图 4-3　不同工作蒸汽压力下产水量

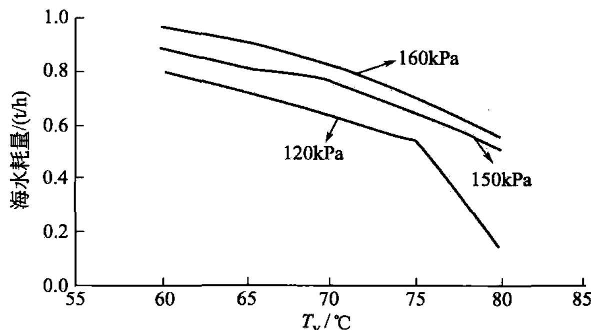


图 4-4　不同工作蒸汽压力下海水耗量

3. 真空蒸馏处理海水淡化技术分析

(1) 热源供应的充足性分析

真空蒸馏处理（VDT）技术需要充分的热源供应。柴油机船上的废热热源很多，尤其是船舶在航行的时候，低温废热热源很多。

(2) 真空度的维持分析

VDT 处理技术需要维持真空收集柜中较高的真空度，这样既利于海水淡化的收集又利于烘干处理和充分利用废热。真空度越高，海水的沸点就越低，两者间的温差就越大，因此就越能充分利用热量。真空度是 VDT 处理技术最基本的前提，也是真空收集污水的前提。如果真空度足够高的话，即使不提供热源，在常温下海水也能在高真空下自行蒸发烘干，只不过时间稍长一些。因为高真空度时水的沸点更低，甚至低于常温。所以，要解决好 VDT 处理技术，维持高真空度是首要问题。因此，需要一备一用，VDT 处理装置设 2 台喷射泵用作真空泵。当真空收集柜真空度低于设定值时就启动，真空度高于设定值时则停止，这样既起到维持真空收集柜真空度稳定的作用，又起到备用的作用。真空泵进出口必须配电磁阀。

四、海水淡化技术原理和性能

通过对真空蒸馏处理淡化技术原理和性能的分析可以得到以下四点：

① 能源消耗非常少。VDT 处理技术使用的全部是船舶废热，而且消耗热能也很少。

② 设备简单，初期投资少。VDT 处理装置仅需要真空收集系统及加热系统，真空度的维持由喷射泵完成，成本很低；加热系统，仅仅是一些管路，成本不高。

③ VDT 处理淡化海水，与设备的接触时间比较少，所以对设备的腐蚀比较少。

④ 实际使用 VDT 处理淡化海水，为了保证产水量，必须保证蒸发温度，即保证装置的真空度。

第三节　太阳能海水淡化装置的传热性能与结构

随着可饮用淡水资源的日益匮乏，占地球表面积 70％多的海水资源的处理和应用愈来

愈受到人们的重视，太阳能海水淡化技术就是一条合理利用海水资源、解决淡水资源短缺的有利途径，在此技术的基础上已研究和开发出了各种类型的太阳能海水淡化装置，如单级盘式、多级叠盘式、多级降膜式、降膜蒸发-气流吸收式、横管降膜蒸发式等。对于各种不同类型的海水淡化装置，由于其结构、形式、工作原理、传热特性等方面的差异，其性能也有很大差异。综合分析各种不同类型太阳能蒸馏装置的结构、特点和工作原理，研究其传热传质过程，对改进太阳能蒸馏装置的性能、提高产水率等都具有重要的意义。

一、太阳能海水淡化装置的结构和工作原理

不同类型太阳能海水淡化装置的结构和工作原理介绍如下。

1. 单级盘式结构和工作原理

太阳辐射透过玻璃盖板，水盘中的水吸收太阳辐射热蒸发为水蒸气。因盖板本身吸热少，其温度低于池中的水温，水蒸气上升与盖板接触后凝结为水滴，沿着倾斜盖板借助重力作用流入到两侧的集水槽中。

2. 多级叠盘式结构和工作原理

太阳能集热器收集太阳能，并将热量传至多级蒸馏室的底盘，加热其中的海水使之蒸发。蒸汽在上一级叠盘的底面凝结，同时放出潜热加热蒸发上一盘的盐水，依此上推，直至最上一个叠盘。在盘底背部凝结的蒸馏水，由盘底正下方的 V 形槽引出。

3. 多级降膜式结构和工作原理

由恒温水浴产生的热水，经泵送至第一级板前的扁盒内，用于第一级竖板的加热，由海水分配器均匀分配的海水在竖板上呈膜状流下，吸收板的热量而蒸发，蒸汽在下一竖板的左侧凝结并放热，通过竖板将热量传给板右侧流下的膜状海水，依次直到最后一级竖板。

4. 降膜蒸发-气流吸收式结构和工作原理

海水在降膜蒸发-凝结器的底部由紫铜管引入系统，经降膜蒸发-凝结器及蒸馏室下部最终到达分配槽，然后均匀分布在斜板上形成流动液膜，接受太阳辐射热而蒸发。流出蒸馏室上部的浓海水进入降膜蒸发-凝结器的竖管中，并沿竖管内壁呈膜态降落，吸收管外蒸汽放出的凝结潜热而蒸发。

来自风泵的空气从竖管的底部吹入并上升，直至蒸馏室上部的顶端，与管内及蒸馏室斜板上的降膜海水产生逆向流动，强迫其蒸发，形成的湿空气流经蒸馏室下部及竖管的管外空间，预热紫铜管内的海水，并加热蒸发竖管内的液膜后，进入气液分离器，进一步被冷却生成淡水，气液分离器中未凝结的蒸汽由风泵送入系统进行再循环。

5. 横管降膜蒸发式结构和工作原理

太阳能集热器提供的热水由泵送入第一级蒸发的分配腔，由分液孔板引入水平管，提供第一级蒸发所需的热量后汇合，再由连通管引入第二级水平管，进一步加热喷淋海水后引出装置，而第三级蒸发所需的热量是由蒸发空间的热蒸汽提供的。

来自循环水泵的海水经分配器均匀分布在水平管壁上形成液膜，依次流经所有管排，并不断受热蒸发，直到蒸发腔底部。喷淋海水部分来自于蒸发腔底部的余液，部分由外部引入。

蒸发腔上部的蒸汽，由空气泵送入第三级水平管内，在加热管外液膜的同时，自身降温冷凝，并汇集于出口侧的腔内，加热由外部引入的海水，再进入外冷凝器中进一步冷却降温



后，引入气水分离器，分离出的淡水由水阀放出，蒸汽送回蒸发腔下部继续回用。

二、太阳能海水淡化装置中的传热传质研究

深入了解太阳能海水淡化装置中的传热传质过程，对提高其效率、改善其性能至关重要，许多学者对这一问题进行了深入研究，得出了一些实用的经验关系式。下面详细分析各种类型的太阳能海水淡化装置中典型的传热过程，作为装置性能分析的基础。

1. 单级盘式及多级叠盘式

早在 1961 年，Dunkle 首先给出了描述这种盘式太阳能蒸馏器工作过程的一组完整的传热传质关系式，此后又有许多学者对此进行了研究，并根据实验结果提出了各自的传热传质关系式。然而，由于实验条件的不同，各关系式的计算结果有较大差别。通过对该类太阳能蒸馏器中的传热传质和一些经验关系式进行分析，并考虑到蒸发换热系数和自然对流换热系数之间的关系会随温度发生变化，以及蒸馏器蒸发-凝结表面之间的特性尺寸 x_l 对装置产水率及性能的影响，得出如下应用范围更广泛的一组传热传质关系式：

$$h_c=0.2Ra\times0.26k_f/x_l \tag{9}$$

式中　h_c——自然对流换热系数，$W/(m^2\cdot K)$；

Ra——瑞利数，$3.5\times10^3<Ra<10^6$；

k_f——湿空气的热传导系数，$W/(m\cdot K)$；

x_l——蒸馏器的特征几何尺寸，m。

该关系式适应的瑞利数范围相当大，并且考虑到蒸馏器中大量水蒸气的存在，需要对 Ra 进行修正。

$$m_e=\frac{h_c}{\rho_f C_{paf} Le^{(1-n)}}\frac{M_w}{R}\cdot\left(\frac{p_w}{T_w}-\frac{p_g}{T_g}\right) \tag{10}$$

式中　m_e——单位蒸发面积的蒸发速率，$kg/(m^2\cdot s)$；

ρ_f、C_{paf}——湿空气在蒸发与凝结面平均温度下的密度和比热容；

Le——路易斯数；

n——常数，此处 $n\approx1$；

M_w——水蒸气的摩尔质量；

R——通用气体常数；

p、T——水蒸气的饱和蒸汽压力和温度。

2. 多级降膜和降膜蒸发——气流吸收式

竖壁和竖管的降膜蒸发和凝结是这两种类型太阳能蒸馏器中类似的传热传质过程，通常可用液膜的雷诺数 Re 来表示膜的流动特性：

$$Re=4\Gamma/\mu l \tag{11}$$

由于液膜流速相对较低，而且在水平方向上的温度梯度可以忽略，所以 Mills 应用稳态流动能量方程来分析和研究其传热传质过程。

根据总能量平衡要求，凝结过程中的焓变应等于壁的传热，得出如下传热传质关系：

换热操作中热量通量 q（见传热过程）与传热推动力（温度差 ΔT）的比例系数，即：$K=q/\Delta T$，它在数值上等于在单位温度差推动下于单位时间内经单位传热面所传递的热量，它与传热面积乘积的倒数为传热过程的总热阻。对于通过平壁的传热，K 可表述为：

$$K=\left(\frac{1}{\alpha_1}+R_1+\frac{\delta}{\lambda}+R_2+\frac{1}{\alpha_2}\right)^{-1} \tag{12}$$

式中，α_1 和 α_2 分别为壁面两侧的传热分系数；λ 和 δ 分别为间壁的热导率和厚度；R_1 和 R_2 分别为表征壁面两侧的垢层热阻的系数。

当传热过程的温度差一定时，传热系数越大，则换热器的传热速率越高。虽然减小任何一项热阻都可提高传热系数，但当某项热阻远高于其他项时，传热系数将主要取决于此控制项的热阻。壁面热阻通常很小，可忽略不计。垢层可产生相当大的热阻，因此换热器的传热面需定期清洗。换热器设计时，控制项的热阻需准确地确定。在考虑强化传热过程时，首先设法减少控制项的热阻。

传热系数的大小与冷热流体的性质、换热的操作条件（如流速、温度等）、传热面的结垢状况以及换热器的结构和尺寸等许多因素有关。对流传热十分复杂，垢层热阻又难以确定，因此传热系数的计算值与实际值往往相差较大。在设计换热器时，最好有实测值或生产中积累的经验数据作为参考。

第四节　国内外太阳能光伏反渗透海水淡化装置与设备

一、概述

由于陆地淡水资源的紧缺，海水淡化作为解决水资源短缺的重要途径，日益受到一些沿海国家的高度重视。近年来，海水淡化技术快速发展。目前世界上采用的海水淡化方法主要包括多级闪蒸、多效蒸发和反渗透，其中反渗透技术具有投资少、操作方便、建设期短等优点。20 世纪 80 年代初，以太阳能电池为源的反渗透海水淡化装置开始在世界上运行。目前海水反渗透淡化技术在世界范围内的应用已相当广泛。

我国对太阳能海水淡化技术也有不少研究：20 世纪 80 年代至 90 年代初期，我国在该领域的研究基本集中在单级盘式太阳能蒸馏器上；20 世纪 90 年代初至 90 年代末期间进行了改进，研制了多级叠盘式太阳能蒸馏器以及其他回收水蒸气潜热的太阳能蒸馏器；20 世纪 90 年代末至现在，出现了多级降膜多效回热式、多级闪蒸式等太阳能淡化装置等。近年来，我国虽然也出现了少量太阳能反渗透海水淡化装置的研究，但泵的驱动动力源仍采用蒸汽、风能等，目前未见采用光伏发电作为泵驱动动力的太阳能光伏海水淡化装置的报道；而国外自 20 世纪 80 年代即开始了太阳能光伏反渗透海水淡化系统的研究，并已得到较为广泛应用。本节主要介绍国际上太阳能光伏反渗透淡化系统的研究，为国内相关研究人员提供参考。

二、国内太阳能反渗透海水淡化装置

对于太阳能反渗透海水淡化装置，近年来国内仅公开了少量以采用蒸汽、风能为动力源的相关研究，如 2003 年公开的中国专利 CN02281876.6，研究了一种反渗透海水淡化设备，包括精滤器、反渗透膜组件，还包括太阳能集热器、储热器和循环泵组成的产生蒸汽的太阳能部分，及具有自清洗过滤器、自动冲洗罐、汽轮泵的反渗透海水淡化部分，汽轮泵提供反渗透组件的进水流量和压力。太阳能反渗透海水淡化设备用太阳能产生的蒸汽直接驱动汽轮泵无需消耗电力，也避免了蒸汽转化为电力再驱动泵所造成的热效率的损失，既具有太阳能技术的节能和环保特点，又具有膜法海水淡化的优点。

2004 年公开的中国专利 CN200320105925. X，研究了一种风能直接驱动的反渗透海水

淡化装置，包括由高压泵、反渗透膜组等构成的海水淡化设备、立轴式风力机，风力机包括至少两组垂直叶片，每组一对叶片通过垂直轴杆连接，每个垂直轴杆装有第一伞齿轮，与每个垂直轴杆分别传动连接的水平轴杆两端装有第二、三伞齿轮，水平轴杆一端通过第二伞齿轮与第一伞齿轮啮合，其另一端通过第三伞齿轮与风力机主轴一端的第四伞齿轮啮合，风力机主轴另一端连有导向电机，风力机主轴外侧装有水平轴杆带动绕风力机主轴旋转的外轴套，外轴套传递动力至高压泵。该系统采用风力直接驱动海水淡化设备中的高压泵，相对于以风力发电为基础的电力驱动装置，其风能利用率高，投资省、维护费用低。

三、国外太阳能反渗透海水淡化装置

美国 WaterServ 公司 Boesch William W 等 1982 年报道了世界上第一家太阳能反渗透淡化厂，采用反渗透和太阳能光伏海水淡化系统，解决干旱地域的水生产。该系统操作不需其他后备能源，采用简单直流电阵列即可。

加拿大 Highquest Eng 公司 Keefer B G 等人研究了太阳能光伏电源与反渗透淡化的最优匹配。其利用太阳能光伏反渗透淡化系统，海水淡化的能量消耗$<4kW \cdot h/m^3$。

日本日历造船工程有限公司 Satone，Hiroyuki 等研究了采用太阳能光伏反渗透法淡化海水，在过滤器中添加 60mg/kg$NaHSO_3$ 脱氧，添加 1.5mg/kgNaOCl 消毒，2mg/kg$FeCl_3$ 絮凝。该系统的平均脱盐率为 99.7%。

西班牙 Inst Energ Renovables 的 Gonzalez A 等开发了位于西班牙台里发的海水淡化系统，采用 100kW 风能转换器和 220 组件光电发生系统，提供最大能源 26.4kW。该反渗透厂在 65～75kgf/cm^2（1kgf＝9.8N）下运作，日流量 $500m^3/d$，产生 $150m^3$ 新鲜水（总不溶固体<500mg/kg），脱盐率 99.2%。

英国拉夫堡大学 Thomson，Murray 等研究了一种成本效率高、无电池的光伏反渗透海水淡化系统，包括 2.4kW·p 光伏阵列。在厄立特里亚（Eritrea）通过钻井海水，该系统全年中每日提供量为 $3m^3/d$。实践证明，光伏淡化系统通常利用铅酸电池，需要设备在固定流速下操作；然而在实际中，特别在炎热的气候下，电池会出现问题。而该系统能在可变流量下工作，可以有效利用自然变化太阳能，无需电池。该系统使用标准工业变换器，电动机和泵，提供了优良的能源和成本效率。采用作者开发的简单控制算法，可进行光伏阵列最大功率点跟踪。

德国 imb＋frings watersystems GmbH 的 Lindemann，Johannes H 2004 年报道了地中海、中东和海湾国家的风能和太阳能海水淡化应用。其中大加纳利岛的反渗透厂提供日产量 0.8～$3m^3/d$ 的饮用水。该厂包含一个 4.8kW·p光伏系统和 60kW·h 电池储能。

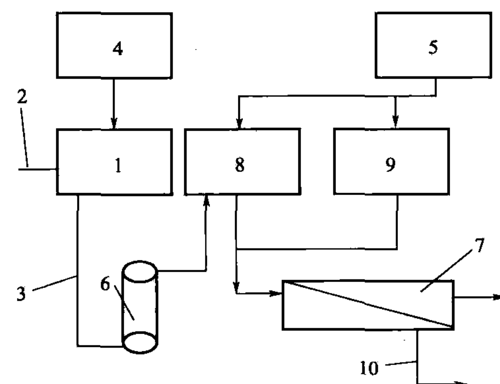


图 4-5　太阳能反渗透海水淡化系统

1—装油泵；2—配料设备；3—导管；4—供电网络；5—太阳能光伏电池；6—过滤装置；7—反渗透组件；8—高压泵；9—清洁泵；10—出口

INST TECNOLOGICO CANARIAS SA 2006 年公开的世界专利 WO2006067240，公开了一种太阳能反渗透海水淡化系统，具体结构示意图见图 4-5。每个工作日结束时，用清洁泵去除膜管中的盐水，提高膜的寿命。

第五节 传统的太阳能海水淡化装置

一、传统太阳能海水淡化技术的问题

我国的太阳能资源是比较丰富的，平均每年 5000MJ/m^2，或每天 1370 万焦耳，南、北方差不多。不过，这个数字听起来不小，实际上是什么概念呢？如果用阳光照射蒸发海水，设水温 20℃，水分子在光能激励下直接跑出来形成蒸汽（不经过升温过程），那么这时水的汽化热为 2441.12J/g，于是一天最多可以蒸发的海水数量是 1370 万/2441.12＝5612g。约 5.6L，或者说，使 1m^2 的水面下降 5.6mm。这种能量用来晒衣服还差不多。实际上水面下降的速度通常要比这快一些，那是因为大气中的水蒸气含量远没达到饱和，以及存在风的缘故。无论是晒盐还是晒衣服，有一半是“风干”而不是“晒干”的。

能量密度低、利用困难几乎是所有可再生自然能源的问题，例如风能、潮汐能等，仅有某些特殊地段的水能或地热能除外。其实这也很好理解——如果这些自然能密度很高，例如风能很大，那就是“台风”了；如果海浪能很大，那就是“海啸”了；如果太阳能增加 10 倍、100 倍，地球早就被烤熟了，还能有什么生命？因此到目前为止，太阳能的利用主要还是集中在制取暖水上，用来发电的成本很高。

传统太阳能海水淡化技术的问题是绕不过水的汽化热。这个热值很高，比水由 20℃升高到 100℃，也就是“烧开水”所需要的能量还要高出好几倍。这样无论多么精巧的设计，淡水产量也很低，投入和产出比不划算，因此无法大规模推广。仅在一些特殊场合，例如人很少的海岛上可以派上某些用场。

要很好地利用太阳能进行海水淡化，就需要换一换脑筋考虑问题。由物理、化学常识我们知道，水之所以沸点高、汽化热大，是因为水分子之间存在氢键的作用。这个氢键使得水分子能聚集成团，多个小分子可以“等效”成一个大分子，才使得水在常温常压下保持液体状态。否则，如果没有氢键，仅靠分子间作用力，水的沸点会比氮气更低，在－200℃以下。水的汽化热就是大量破坏氢键所需的能量。

不过，这个汽化热并不是白白消耗的。当水蒸气凝结成水的时候，又会重新放出相等的热量。因此，汽化热和机械运动中的势能类似，只不过它是以物质形态的形式储存，而不是以物理位置的形式储存。如果你利用得好，汽化热对系统总能量消耗的影响可以很小，理论上可以为 0。

利用的方法就是用水蒸气回送加热，构成水-水蒸气的热交换系统。这样，水蒸气凝结成水所放出的热量就由水所吸收，又有一部分水变成水蒸气，于是，水的汽化所需要的系统能量消耗至少在理论上可以接近为 0。这种热交换方式适用于任何需要利用水蒸气的场合。对于常温下的太阳能淡化海水来说，还需要利用水的另一特性，即在低气压下沸点降低。

看几个数据：让水在 25℃沸腾，气压应为 23.76mmHg（1mmHg＝133.322Pa），相当于标准大气压的 3.13％；在 30℃沸腾，气压应为 31.82mmHg，或标准大气压的 4.19％。一般地，10～760mmHg 的气压属于“粗真空”的范围。这种真空度用任何一台最普通的抽气机都可以达到，也容易维持。因此，真空方面的要求对太阳能海水淡化不成问题。

二、太阳能海水淡化方案

海水汽化池由黑色吸热材料构成。注意，不需要也不适宜采用玻璃。因为这不是利用阳光的能量直接激发水分子逃逸（即“晒海水”），而是将光能尽量转化为热能，再将这个热能提供给低气压下的海水进行汽化。玻璃不仅造价贵，而且会有一定程度的反光，造成输入能量的损耗。水体的能量辐射也会穿透玻璃而逸出。为了加强汽化池内的热量传导，可以使用纵向和横向的导热柱。汽化池侧边的反光板，可以将一部分阳光反射回汽化池加热，并使汽化池下方的淡水池（白色反光材料构成）形成阴影区，造成上下 3～5℃的温差。这个温差足以保证汽化池上层的海水在一定温度和压力下沸腾，而淡水池的水不沸腾。

假设环境温度为 27℃。使用前先把汽化池及连同的淡水池的气压抽到略低于 31.82mmHg。于是在太阳能的加热下，上层的海水先达到 30℃左右并开始沸腾，汽化池气压升高；而淡水池温度较低，不沸腾，气压不变，产生上下气压差。于是，汽化池产生的水蒸气经热交换管道流向淡水池，部分在顶棚斜面凝结的水珠也经此管道流向淡水池。水蒸气在流动过程中将自己携带的能量依次传递给上、中、下层海水，到了淡水池一端时，重新凝结成 27℃的淡水并为淡水池所收集。

这个过程需要外界（太阳光）输入多少能量呢？因为汽化热已经在 30℃水蒸气和 27℃海水之间交换，所以，需要的能量只是使水由 27℃升高到 30℃的能量，约每克 4.18×3＝12.54J。$1m^2$ 的太阳能汽化池一天可以制造淡水 1370 万/12.54＝1092kg，约 1.1t。建一个 10 万平方米（约 15 个足球场）的巨型汽化池（或多个大型汽化池），相当于一个日产 10 万吨以上的大型水厂；建一个 $50m^2$ 的小型汽化池，月产淡水 1.1×50×30＝1650t，仍以北方城市人均月用水 7t 计，可供应 236 人；以户均 3.5 人算约 67 户。也就是说，可供应一座 17 层，每层 4 户的普通住宅大楼。

当然这只是理论上的极限值。考虑到一些阴雨天（这在北方比较少，下雨时也可以用顶棚收集淡水）和热交换上的损耗，那么专业水厂达到 80％以上的淡水产出，民用汽化池达到 40％左右的淡水产出是非常有可能的。北方一些沿海城市已经开始推广使用海水冲厕，有现成的海水供给管道和设施可以充分利用；而西北内陆有不少咸水湖，地广人稀，夏天日照时间长，非常适合建造这种太阳能淡水工厂。如果这个方案实践证明可行，几乎可一举解决北方地区的缺水问题，对于南方地区的水资源保护也提供了很好的新途径，而难以利用的太阳能，也找到了最适合的用途。

注意几个问题：

① 此方案成败的关键在海水-水蒸气之间的热交换效率。为了提高此效率，蒸汽管道应以较细长为宜。但过细的管又可能被冷凝水堵塞，此时，可采用“带散热翼的导管”作为热交换管。

② 对于住宅楼群来说，多栋大楼（例如 10～20 栋）可以共用一个抽气泵，降低抽气成本，方便集中控制和监测。不过，这样就要建造比较长的抽气管道，相应的建造成本和维护成本将上升，出现漏气的情况也会大大增加。因此最后划不划算未可论定。

③ 由于整个汽化池相当于一个大的“黑体”，黑体在自身温度高于环境温度时存在对外的能量辐射。要减少这种辐射，就要增加黑体的体积和表面积之比，因为表面积越小，辐射越少。例如一个边长 4m 的黑体，其表面积为 $96m^2$；而 8 个边长 2m 的黑体，其总表面积为 $192m^2$。前者对外辐射量将比后者小一半。太阳能海水淡化，淡水池温度保持与环境相同，而海水池高于环境 3～5℃，对外辐射和热量损失是一定存在的。问题是，如果过分增大体积/表面积，技术上会变得困难，经济上也不划算；对于民用建筑上的小型海水淡化装置来

说，也存在空间限制。因此最佳的体积和表面积，应由具体运用场合和经济合理性、技术可行性等因素综合决定。

④ 无论淡水池还是海水池都应用立柱支撑，与地基隔离，减少与地基相互的热传导。因为在太阳的暴晒下，地基本身可能很热，会破坏汽化过程所必需的温差条件；而在天气较凉时，楼顶多风，也可能使地基过分降温。同时，地基（楼顶）上长期直接积水对建筑物不是好事。

⑤ 常温常压下水溶解有一定程度的空气，每立方米约 20～30L。这些空气在外界气压降低时会释放出来，使汽化池内的气压增加。因此，抽气过程要不断进行监测和调整，直到形成比较稳定的淡水流量输出，才能关闭抽气阀门。另外，如环境温度改变，也必须改变池内的气压，以保证有效的汽化。

第六节　新型太阳能海水淡化装置 CPC 优化设计

一、概述

由于陆地淡水资源的紧缺，海水淡化已经越来越为世界各沿海国家所重视。常用的海水淡化方法如蒸馏法，离子交换法，电渗析法，反渗透膜法等，要消耗大量的电力和燃料。太阳能海水淡化技术由于不消耗常规能源、无污染、所得淡水纯度高等优点而逐渐受到人们重视。目前常见的太阳能海水淡化系统以蒸馏法为主，也存在一定问题，如一般采用自然对流，热效率不高；水蒸气未被充分利用，造成能量损失等。近年来，由于太阳能集热器技术的发展，集热器与常规海水淡化装置的联合运行是研究的热点。科威特等国家已经做出了有益的尝试，但目前已有的装置普遍存在效率不高的问题。本节提出了一种新型高效太阳能-空调-海水淡化复合装置的模型，论述了该系统的运行原理。将太阳能作为该装置的主要热源，可以节约大量常规能源。研究了淡水产量与海水喷淋量、海水喷淋温度的关系，进而对与海水淡化装置联合运行的 CPC 太阳能集热器系统进行了设计，取得了最大淡水产量下 CPC 太阳能集热器吸收体的最佳直径。

二、系统的组成及原理

1. 组成

太阳能海水淡化与组合式空调系统由三大部件组成：CPC 太阳能集热器，空调与海水淡化装置。其中系统以 CPC 太阳能集热器作为海水淡化装置的主要热源，见图 4-6。由于本节主要研究基于该系统产水特性的 CPC 太阳能集热器设计，其空调-除湿功能在此不再赘述。

2. 原理分析

首先，被抽入 CPC 太阳能集热器的冷海水经 CPC 吸收太阳辐射加热后，流出的已是高温海水。

高温海水与回流热海水在高温混合室混合后进入海水淡化装置，然后通过喷淋盘，均匀地喷淋到两高效蒸发器上。由于高效蒸发器特殊的蜂窝结构，其表面积较大，因而热海水的蒸发面积很大。风机送入的高速气流经过高效蒸发器，将高温海水不断蒸发的水蒸气送入冷



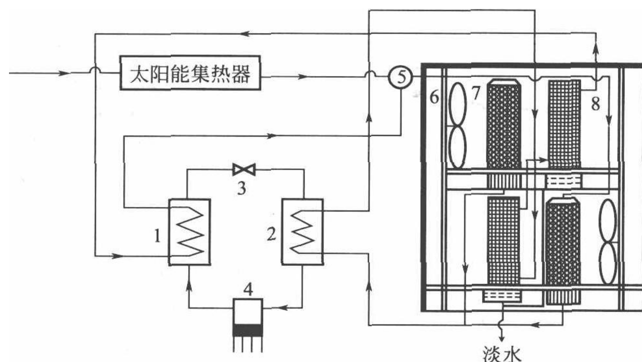


图 4-6　太阳能海水淡化与组合式空调系统

1，2—热源；3—阀门；4—淡化装置；5—高温混合室；6—风机；7—高效蒸发器；8—冷凝装置

凝装置。水蒸气经蛇形管管壁与冷海水换热，在冷凝作用下，水蒸气液化为水滴。水滴不断会聚，成股流下，收集可得到淡水。因为高温水蒸气不能在一级冷凝装置中完全冷凝，我们将海水淡化装置设计成两级立式结构。在风扇的作用下，未冷凝的水蒸气强制对流，进入下一级的高效蒸发器——冷凝器。如此循环，充分利用了余热，大大提高了热效率。喷淋到两级高效蒸发器未蒸发的热海水流出后被收集，然后导出海水淡化室。为充分利用这部分海水的热量，我们将之导入空调的蒸发器中降温，然后流入海水淡化器的冷凝装置，在蛇形管中流过，与管外高温的水蒸气换热以使水蒸气冷凝，然后进入空调的冷凝器。这部分的海水虽然低于流出太阳能集热器的海水温度，但由于水蒸气的换热和空调冷凝器的放热，温度还是比较高的。使之流入混合室，与流出太阳能集热器的热海水混合，充分利用了余热。整个系统主要以 CPC 太阳能集热器作为热源，可以极大地节约常规能源。

三、系统的 CPC 太阳能集热器匹配研究

1. 原理样机的海水淡化试验

海水喷淋量和海水喷淋温度是影响淡水产量的重要因素，也是影响 CPC 太阳能集热器阵列面积及吸收体直径的重要参数。为对与该海水淡化装置匹配的 CPC 太阳能集热器系统进行优化设计，必须研究原理样机海水淡化功能中淡水产量与海水喷淋量、海水喷淋温度的关系。在西北工业大学空调制冷与太阳能应用研究所建立的原理样机试验台上进行了相关试验。试验是在进口空气流量和温度以及相对湿度一定的情况下进行的，结果见图 4-7 和图 4-8。

从图 4-7 可以看出，在其他试验条件不变的情况下，海水喷淋量的增加会使淡水产量逐渐增大，但淡水产量的增幅比较缓慢。这是因为在其他条件不变的情况下，随着海水喷淋量的增加，湿空气渐趋饱和，故淡水产量增加比较缓慢。从太阳能利用和对 CPC 吸热体直径影响的角度考虑，在保证设计淡水产量的前提下，应减小海水的喷淋速度，保持在 210kg/h 左右。从图 4-8 可以看出，在其他试验条件不变的条件下，淡水产量随海水喷淋温度的升高逐渐增大，变化比较明显。但是高于 75℃以后，装置的淡水产量增幅趋于平稳。这是因为海水喷淋温度继续升高，但在海水淡化系统的冷凝装置中是由空调蒸发器提供冷源来冷凝的，而空调蒸发器的制冷能力是有限的。故淡水产量不能随海水喷淋温度升高而增加很多。海水喷淋温度取 80℃。

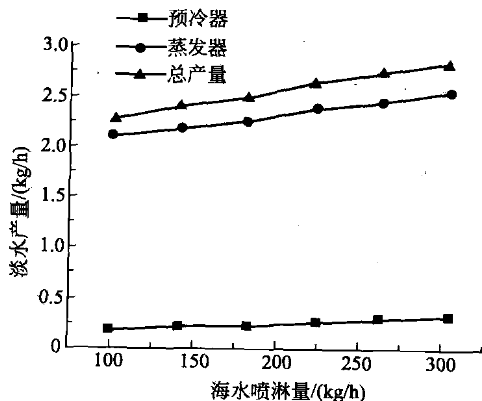


图 4-7　海水喷淋量对淡水产量的影响
进口空气温度 16℃；相对湿度 0.6；
空气流量 320kg/h；海水喷淋温度 50℃

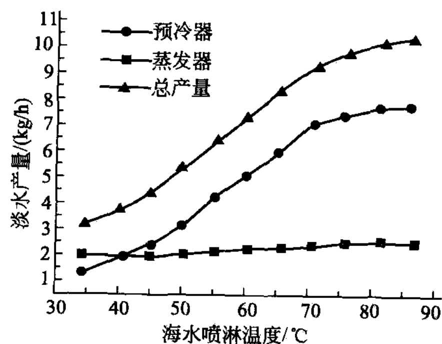


图 4-8　海水喷淋温度对淡水产量的影响
进口空气温度 16℃；相对湿度 0.6；
空气流量 320kg/h；海水流量 210kg/h

2. CPC 系统的匹配设计

在前面试验中，得到了以下最优值：海水流量在 210kg/h，海水淡化装置入口海水温度在 80℃。在此基础上，对与海水淡化装置匹配的 CPC 太阳能集热器系统进行最优设计。CPC（Welford and Winston，1978）是一种依据边缘光线原理设计的低聚光度非成像聚光器。与在线聚焦槽形抛物面集热器（PTC）相比，CPC 接收角较大，在运行时不需要太阳跟踪装置，结构简单、费用低。

CPC 的聚光比：

$$C=\frac{D_1}{D_2}=\frac{1}{\sin\theta}$$

CPC 抛物线方程：

$$y=\frac{1}{4}x^2=\frac{1}{2D_2(1+\sin\theta)}x^2$$

CPC 的截断高度：

$$h=\frac{1}{2}(D_1+D_2)\cot\theta$$

按照 CPC 型太阳能集热器吸热过程的原理设计，太阳辐射透过玻璃盖板，被集热板吸收后沿肋片和管壁传递到吸热管内的水。吸热管内的水吸热后温度升高，密度减小而上升，形成一个向上的动力，构成一个热虹吸系统。随着热水的不断上移并储存在储水箱上部，同时通过下循环管不断补充温度较低的水，如此循环往复，最终整箱水都升高至一定的温度。现有的平板式集热器，基本上都采用结合良好的多管组合方式，如滚压或压延方法等，其中走水管子与吸热板之间的热阻几乎可以忽略。影响平板式集热器板芯性能的主要因素，一是结构设计，二是表面吸收涂层。设计良好的集热器的板芯肋片效率应该在 93%以上。集热器的板芯肋片效率与板芯结构、表面处理以及集热器整体结构有关。集热器整体结构的影响可以用总传热系数来描述，其影响程度与自身的几何尺寸（肋片厚度、材质）是一样的。也就是说，在同等效率的情况下，集热器热损小时板芯可以薄一些。选择性吸收表面可以提高集热效率，但是市面上这类产品为了提高经济效益，往往肋片较薄。用于热水器场合时，这类产品的实际集热效果与选择性差一些（甚至没有选择性），但肋片厚一些的集热器不会有太大的区别。

按照 CPC 型太阳能集热器设计，圆柱管是渐开线、两段是抛物线，它们将进入 CPC 的光线反射到圆柱形吸收器上。



总之，复合抛物面型集热器（CPC）有如下主要优点：可以利用几乎所有可以接收到的太阳辐射，有较高的光效率；按照设计，吸收器中的水不会被太阳能加热得过热；结构简单，初期投资小，运行维护费用低。

第七节　多级闪蒸淡化技术过程和设备

一、多级闪蒸过程原理

多级闪蒸是多级闪急蒸馏法的简称。多级闪蒸过程原理如下：将原料海水加热到一定温度后引入闪蒸室，由于该闪蒸室中的压力控制在低于热盐水温度所对应的饱和蒸汽压的条件下，故热盐水进入闪蒸室后即成为过热水而急速地部分汽化，从而使热盐水自身的温度降低，所产生的蒸汽冷凝后即为所需的淡水。多级闪蒸就是以此原理为基础，使热盐水依次流经若干个压力逐渐降低的闪蒸室，逐级蒸发降温，同时盐水也逐级增浓，直到其温度接近（但高于）天然海水温度。

二、多级闪蒸海水淡化技术过程

多级闪蒸是针对多效蒸发结垢较严重的缺点而发展起来的，具有设备简单可靠、防垢性能好、易于大型化、操作弹性大以及可利用低位热能和废热等优点。因此一经问世就得到应用和发展。多级闪蒸法不仅用于海水淡化，而且已广泛用于火力发电厂、石油化工厂的锅炉供水、工业废水和矿井苦咸水的处理与回收，以及印染、造纸工业废碱液的回收等。

多级闪蒸是海水淡化工业中技术最成熟的。运行安全性最高，弹性大，适合于大型和超大型淡化装置，主要在海湾国家使用。MSF 总是与火力电站联合运行，以汽轮机低压抽汽作为热源。目前日产 60000t 淡水的单机已投入商业运行，日产 90000t 淡水的装置正在设计中。这些都是世界上规模最大的海水淡化装置。

三、多级降膜闪蒸高效紧凑式太阳能海水淡化装置和设备

适合太阳能（或余热）利用的新型高效紧凑式海水淡化装置　主要采用了激淋式横管降膜蒸发、多效闪蒸与多效回热、强化冷凝、强化对流等多项先进的强化传热传质措施，并有效地减少了装置中海水的热容量，使装置升温更迅速，运行 5min 即有淡水产出。装置中海水的蒸发与蒸汽的冷凝潜热得到了多次重复利用，使系统产水率得到成倍的提高，是传统盘式太阳能蒸馏器产水率的五倍，平均每平方米太阳能集热器日产水量 12kg 以上。该装置可以视用户情况专门设计，而且规模越大效率越高。每小时产水 50～100kg 的系统，电耗仅为 175～375W 左右，大系统电耗更低，且具有紧凑式小型化，易运输、维修和操作等特点，适合于舰船、车载和野外作业使用，对原水质量要求低，对海水和苦咸水一样淡化。系统在运行过程中，采取闭式循环模式，不受外界干扰，因此特别稳定，即使在有一定摇动的船上也能正常运行。能在－20～40℃的环境温度下、在 60～90℃的供热水温度范围内正常运行，满足太阳能集热器提供热水的各项技术要求。现有每小时产水 50～100kg 的实验装置，为圆形结构，筒体直径为 0.8m，净高 2.50m，净重 400kg。每小时产水 50kg 的装置，成本造价约 3 万～5.2 万元，预计市场售价 10 万元以上。以年销售 1 千台计，则产值可达 1 亿元（未加上太阳能部分）。

本装置主要为传统的金属构件，可用相对传统的工艺生产，因此投资规模可以自由控制。

第八节 多效蒸发淡化试验过程和试验系统与设备

目前常用的海水淡化方法包括多级闪蒸（MSF）、反渗透膜（RO）及多效蒸发（MED）等。在以往研究工作的基础上，清华大学核能技术设计研究院提出的低温核供热堆与高温竖直蒸发管多效蒸发法（VTE-MED）耦合的核能海水淡化方案，得到了国际原子能机构（IAEA）的高度评价，并作为优选方案之一被推荐给北非及中东发展中国家。

为了研究 VTE-MED 系统的热工水力学特性，并对其中的一些关键技术进行试验研究，在清华大学核能技术设计研究院建立了一套双塔布置的由 4 效蒸发器组成的大型海水淡化试验系统，它的主要热工参数，如蒸发管几何尺寸、系统运行温度、压力等，都尽量与原型站参数保持一致。

一、试验系统设备

为模拟实际情况，该系统设计为双塔并列结构，由电加热源蒸汽发生器系统、原料海水系统、二次蒸汽产生及分配系统、淡水收集系统、真空系统、二回路冷却系统、储水系统、设备冷却系统及数据采集处理系统等组成。主要设备包括 1 台最大加热功率 90kW 的源蒸汽发生器、2 个各包含 2 台蒸发器的塔体、4 个预热器、1 个终端冷凝器、1 个海水储水箱及水泵、连接管路等。

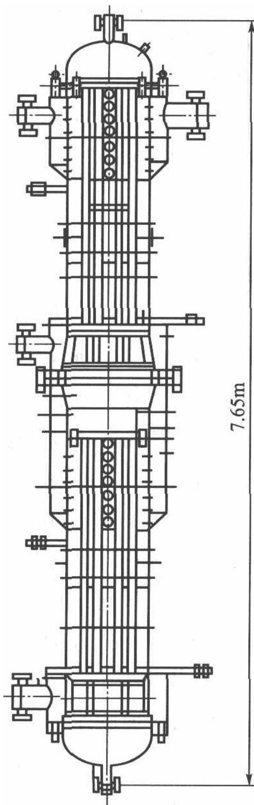


图 4-9 塔式结构蒸发器

该实验系统最高咸水温度为 120℃，原料海水循环流量为 3300kg/h，电加热源蒸汽发生器的额定设计功率为 50kW，设计压力为 0.5MPa，额定源蒸汽流量为 83kg/h，三效系统的产水量约为 180kg/h。

1. 蒸发器

蒸发器的结构如图 4-9 所示，两个竖直蒸发管式蒸发器层叠布置在一个最大直径 0.84m、高 7.65m 的立式承压容器（塔体）中，蒸发器主要传热部分为管壳式换热器结构，它是海水蒸发的主要传热设备，也是生产淡水的主要设备。

在每个塔体的顶部和中部各有一个海水池，用于积存一定量的海水，并使海水通过底部的多孔孔板平均分配到海水池下部的蒸发管中，12 根蒸发管均为直径 50mm、长 3.00m 的薄壁光滑圆管。塔体中部是双层壳体结构，内环中间是第二效蒸发器顶部的海水池，来自上一效的由海水蒸发产生的二次蒸汽及未被蒸发的浓海水将在这里积存并被分离，浓海水将通过海水池底部被分配到下一效蒸发器的蒸发管中继续蒸发，分离出的蒸汽将沿双层壳的环形通道向下流入蒸发器的壳侧。在塔体下部是另一个海水池和汽水分离装置，分离出的浓海水和新产生的二次蒸汽将沿各



自的通道在水泵驱动下，或在压差作用下流入下一塔体（或终端冷凝器）中。

2. 预热器

试验系统包含4个给水预热器，它们分别竖直放置在四效蒸发器的旁边。给水预热器采用管壳式换热器结构，外壳为直径0.20m、长3.30m的不锈钢壳体，10根传热管为外径16mm、长3.00m的薄壁光滑圆管。管侧为海水，壳侧为蒸汽。管内流动的海水吸收壳侧蒸汽的热量而被不断加热，壳侧蒸汽自身不断冷凝而成为淡水。

在实际的海水淡化厂中，预热器一般是与蒸发器放置在同一个壳体内的，但在该试验系统中，为了调节方便，采用了分置结构。

3. 终端冷凝器

终端冷凝器采用管壳式换热器结构，管侧为海水，壳侧为蒸汽。外壳为直径0.28m、长3.30m的不锈钢壳体，42根传热管为直径16mm、长3.00m的光滑圆管。

4. 海水箱

海水箱是试验过程中用于储存原海水的，一定过冷度的海水在泵的作用下由此抽出并进入试验系统。海水箱为管壳式换热器结构，管侧流动的是二回路冷却水，壳侧为原海水，通过调节流入海水箱的二回路冷却水流量实现对原海水过冷度的控制。海水箱外壳为直径0.28m、长3.30m的不锈钢壳体，44根传热管为直径16mm、长3.00m的光滑圆管。

在该试验系统中，试验过程中生产的淡水和浓缩后的海水被收集在各自的储水罐中，最后分别由泵送回海水箱以便循环使用。实际海水淡化厂使用的海水箱只用于储存经过预处理的原海水，浓缩后的海水并不回收到海水箱中重新使用，而是直接排入大海。

5. 数据测控系统

该试验系统中布置了约60个温度、压力、压差、液位和流量等参数测点。温度采用精度为1.5℃的K型热电偶测量；压力、压差及液位采用电容式压力（压差）变送器测量，其输出信号为4～20mA（DC），测量精度0.25级；流量采用孔板和转子流量计测量，它们的输出信号也转换为4～20mA（DC），精度2.5级。

数据采集系统使用美国NI（National Instrument）公司生产的PXI系统，软件为图形化编程语言LABVIEW，使用虚拟仪表技术建立人机界面，图形形象且操作简单。

二、系统与设备及流程的初步结果

试验系统流程如图4-10所示，电加热蒸发器模拟核反应堆，由它产生的源蒸汽经过一个减温减压装置后引入第一效蒸发器的壳侧，通过第一效蒸发器把热量传给海水，并在第一效蒸发器中蒸发海水，产生加热下一效的二次蒸汽，源蒸汽放出热量后冷凝成为水，并由水泵送回电加热器作为补水重新使用。

第二、三、四效蒸发器是产水蒸发器。来自原料水箱的海水在水泵的作用下，先进入终端冷凝器管侧，吸收壳侧来自末效蒸发器的二次蒸汽的热量被初步预热。离开终端冷凝器后，海水沿管道顺序进入4个预热器的管侧，并在预热器壳侧蒸汽的加热下不断升温，当流动到第一效蒸发器对应的预热器出口时，海水被预热达到所需的温度。各产水蒸发器的结构类似，其上部有一个海水池，海水池上沿是汽水分离装置，底部是多孔孔板。

来自上一效处于饱和状态的汽水混合物在海水池中发生汽水分离，分离出来的蒸汽经汽液分离器后，一部分向下进入该效蒸发器壳侧作为加热蒸汽，另一部分进入该效预热器壳侧

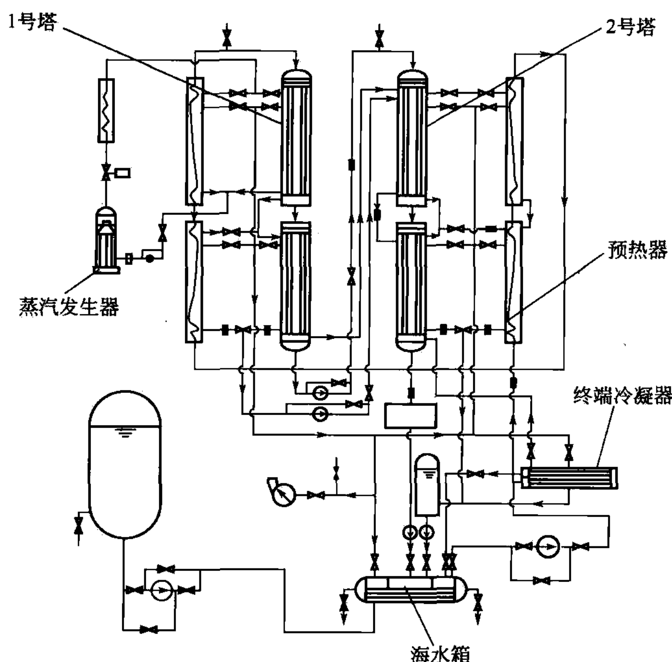


图 4-10　试验系统流程图

作为预热海水的热源，蒸汽把热量传给管内流动的海水后冷凝成为产品淡水。海水吸收管外凝结蒸汽放出的热量而汽化，产生新的用于加热下一效的二次蒸汽。孔板既用来维持海水池中的液位，也是使海水在此效中产生压降及温降的主要装置，其上下游的温差就是每效中传热管的传热温压，在该研究中对应每效的传热温差约 3℃。在各效蒸发器的蒸发管内，海水以贴壁液膜形式向下流动并吸热蒸发，管外为蒸汽凝结放热。系统内的非凝结气体排除及建立和维持系统运行所需的压力梯度是由水环真空泵完成的。

该试验系统虽仅有 4 效，但可模拟研究实际海水淡化厂的 28 效装置，即可通过调节系统入口处的海水和蒸汽参数，使之达到实际装置中的某一效的对应入口参数，以模拟此效及相连的后两效的过程。

电加热蒸发器能稳定提供加热蒸汽，原海水系统能供给稳定的海水流量，是海水淡化试验系统稳定工作及开展深入试验研究的基础。通过冷态、热态调试和初步试验研究，表明系统可以在不同的海水流量下稳定运行，且海水经孔板节流后温度下降，能按设计要求在蒸发器中产生传热温差。

三、双塔竖直蒸发管多效蒸发海水淡化特点

建立的双塔竖直蒸发管多效蒸发海水淡化（多效蒸发海水淡化技术的更多资料见《低温多效蒸馏法海水淡化技术》）试验系统具有以下特点：

① 在主要几何参数方面（如蒸发管尺寸、单效高度等），模拟了清华大学核能技术设计研究院自主开发设计的 10MW 核供热堆海水淡化示范站主要装置的相应尺寸。

② 在设计温度、压力、单管循环流量等运行参数方面，覆盖了计划建造的竖直蒸发管多效蒸发（VTE－MED）海水淡化试验系统的运行参数。

③ 试验装置设计为肩并肩双塔布置结构，可用于揭示和模拟研究实际多塔结构海水淡

化系统设计和运行中可能出现的问题。

系统稳定工作特性试验表明，这一试验系统已能建立起稳定的流动、温差及压差工作状态，说明试验系统在热态下能稳定运行并维持持续产水的条件。利用该系统可开展真实流动参数下反映孔板流量与流动差压关系的热态试验及其他重要的蒸发工艺流程试验。

第九节 低温多效蒸馏法海水淡化技术和装置与设备

一、低温多效蒸馏法海水淡化技术

我国在20世纪80年代末开始研究低温多效蒸馏法海水淡化技术，初期主要是基础理论研究，到“九五”期间天津海水淡化研究所开展双效压汽蒸馏技术研究，在设备的效间连接、防蚀保护和材料选择等方面取得了成果。

科技部根据天津淡化所在低温多效技术方面取得的成绩，调整了后期的攻关合同，同意在华欧黄岛电厂建立2×3000t/d低温多效海水淡化示范工程。为“十五”、“十一五”期间打下了较好的基础，并对“十二五”期间推广低温多效蒸馏法海水淡化技术装置与设备等方面取得了较好的条件。

1. 低温多效蒸馏淡化技术的概念

低温多效海水淡化技术是指盐水的最高蒸发温度低于70℃的淡化技术，其特征是将一系列的水平管喷淋降膜蒸发器串联起来，用一定量的蒸汽输入通过多次的蒸发和冷凝，后面一效的蒸发温度均低于前面一效，从而得到多倍于蒸汽量的蒸馏水的淡化过程。

2. 低温多效蒸馏淡化技术的流程

进料海水在排热冷凝器中被预热和脱气，之后被分成两股物流。一股物流作为冷凝液排弃并排回大海，另外一股物流变成蒸馏过程的进料液。

料液经加入阻垢分散剂之后被引入到热回收段各效温度最低的一组中。喷淋系统把料液喷淋分布到各蒸发器中的顶排管上，在沿顶排管向下以薄膜形式自由流动的过程中，一部分海水由于吸收了在蒸发器内冷凝蒸汽的潜热而汽化。被轻微浓缩的剩余料液用泵打入到蒸发器的下一组中，该组的操作温度要比上一组高一些，在新的组中重复蒸发和喷淋过程。剩余的料液接着往前打，直到最后在温度最高的效组中以浓缩液的形式离开该效组。

生蒸汽输入到温度最高一效的蒸发管内部，在管内发生冷凝的同时，管外也产生了与冷凝量基本相同的蒸发。产生的二次蒸汽在穿过浓盐水液滴分离器以保证蒸馏水的纯度之后，又引入到下一效的传热管内，第二效的操作温度和压力要略低于第一效。

这种蒸发和冷凝过程沿着一串蒸发器的各效一直重复，每效都产生了相当数量的蒸馏水，到最后一效的蒸汽在排热段被海水冷却液冷凝。

第一效的冷凝液被收集起来，该蒸馏水的一部分又返回到蒸汽发生器，超过输入的生蒸汽量的部分流入到一系列特殊容器的首个容器中，每一个容器都连接到下一低温效的冷凝侧。这样使一部分蒸馏水产生闪蒸并使剩余的产品水冷却下来，同时把热量传给热回收效的主体中去。

如此产品水呈阶梯状流动并被逐级闪蒸冷却。放出的热量提高了系统的总效率，被冷却的蒸馏水最后用产品水泵抽出并输入到储液罐中。

这样生产出的产品水是完全的纯水，它不含任何污染物，平均含盐量小于 20mg/kg。如果安装两级捕沫网，产品水盐含量可小于 5mg/kg。

像蒸馏水一样，浓缩海水从第一效呈阶梯状流入一系列的浓盐水闪蒸罐中，闪蒸冷却以回收其热量。经过冷却之后，浓盐水经浓盐水泵打入大海。

不凝性气体从每一根冷凝管中抽出，并从一效流到另一效。这些不凝性气体最后在排热冷凝器的最冷端富集，并用蒸汽喷射器或机械式真空泵抽出。

二、海水淡化技术的优点及其发展趋势

在科技部、海洋局等有关部门大力支持下，青岛华欧集团与天津海水淡化与综合利用研究所合作，通过开展低温多效海水淡化技术联合攻关，完成了蒸馏装置从单效到多效的技术接口问题，解决了蒸发器管板与蒸发管的弹性连接问题，筛选出廉价的耐海水腐蚀的防腐涂料，并建立了蒸馏法淡化的模拟实验装置，已经取得了具有自主知识产权的科研成果。与多级闪蒸和传统的多效蒸发不同，低温多效技术有以下优点：

① 由于操作温度低，完全避免或减缓了设备的腐蚀和结垢。

② 进料海水的预处理更为简单。系统低温操作带来的另一好处是大大地简化了海水的预处理过程。海水进入低温多效装置之前只需经过筛网过滤和加入 5mg/kg 左右的阻垢剂即可，而不像多级闪蒸那样必须进行加酸脱气处理。

③ 系统的操作弹性大。在高峰期，该淡化系统可以提供设计值 110%的产品水；而在低谷期，该淡化系统可以稳定地提供额定值 40%的产品水。

④ 系统的动力消耗小。低温多效系统用于输送液体的动力消耗很低，可降低淡化水的制水成本。

⑤ 系统的热效率高。30℃的温差即可安排 12 以上的传热效数，从而达到 10 左右的造水比。

⑥ 系统的操作安全可靠。在低温多效系统中，发生的是管内蒸汽冷凝而管外液膜蒸发，即使传热管发生了腐蚀穿孔而泄漏，由于汽侧压力大于液膜侧压力，浓盐水绝对不会流到产品水中。

虽然低温多效蒸馏法在技术上有许多优点，但是盐水蒸发温度不能超过 70℃也成了该技术进一步提高热效率的制约因素。冷凝和蒸发过程的传热系数随其操作温度提高而提高，另外由于低温操作时蒸汽的比容较大，使得设备的体积较大，无形中增加了设备的投入。因此，尽可能地提高低温多效过程的操作温度，使之达到更高的造水比，是近几年国际海水淡化界努力解决的问题，也是我国今后海水淡化技术研究和发展的方向。

三、低温多效蒸馏淡化技术装置和设备

低温多效蒸馏淡化技术装置和设备分为工厂式（户内安装型）和集装箱式（户外安装型：固定安装或移动安装）。

工厂式：将海水淡化整套系统合理安置于搭建好的厂房内，整套设备严格按照工业标准设计、制造、安装，并使用能量回收装置及控制技术。

系统的整体性能、吨水电耗、运行噪声、综合成本均处于标准设计。

集装箱式：海水淡化设备精巧地安装于一标准集装箱（40 英尺或 20 英尺）内，不仅利于运输，而且利于现场的吊装、安放和迅速投入使用，在运行管理上也大为方便。更为主要的是避免了管道、电器安装等大量的土建工程，可大大节省投资，特别适用于边远地区、海



岛地区使用。此套设备既可固定安装，也可移动安装适用于野战及灾害救援的紧急使用。

主要技术参数如下。

适用范围：海水。

出水水质：根据客户需求，达到饮用水水质标准或工业用水等其他水质要求。

回收率：35%～50%。

适应海水温度：2.0～30.0℃。

吨淡水电耗：3.0kW/m³ 以下。

低能耗：具有各种能量回收系统的使用经验，所采用的高效的能量回收系统和整体优化设计使得能量消耗大大降低。

使用寿命长：严谨的工艺设计和精良细致的设备选材，确保了系统较长的使用寿命和较低的维护成本。

出水水质稳定：先进的水质检测控制和精良的系统维护方案确保出水水质长期稳定。

高度智能化：以多年积累的工程成功经验，总结出一整套运行管理模式，能够根据用户的实际需要，开发出海水淡化监控软件，提供具备良好人机对话功能的中央监控自动控制系统。

适用的海水温度范围广：海水淡化装置由于采用了专有技术，使其可在 2～30℃的水温范围内满负荷运行，不会因温度降低而导致产水量下降，保证了用户在任何条件下均可得到额定产水量。

第十节　高效节能型反渗透海水淡化装置与设备

一、概述

高效节能型反渗透海水淡化装置是针对传统反渗透海水淡化产水回收率低、预处理设备体积大、工艺复杂、淡化水成本高等问题，研究开发的一种新的膜集成海水淡化工艺。

二、高效节能反渗透装置

一种新型反渗透膜法水处理装置，尤其是一级反渗透膜法脱盐装置。主要是在由高压泵、反渗透膜构成的普通一级反渗透膜脱盐装置的基础上进行技术改进，以提高原水的利用率，同时降低生产成本，节约宝贵的水资源。该装置将浓水由原来全部排放改为部分排放和部分回流利用，在保证产出水质量在合格范围内，原水利用率提高了 10%左右，较大幅度地降低了生产成本，节约了原水。

1. 超滤-二级反渗透装置（节水型）

在传统工艺的基础上，应用可频繁冲洗的程控超滤作为预处理，后采用浓水回流二级反渗透工艺，可使整个系统实现全膜法处理，从而彻底省去酸碱处理过程，同时使反渗透膜的寿命得到有效延长。此技术作为先进工艺将在本行业得到推广应用。

该工艺比传统的二级反渗透或反渗透一混床工艺节水 20%，可广泛应用于电力、化工、医药、饮料等行业的纯水制取及电力、石化、钢铁冶炼的冷却循环水以及造纸、印染、化工等难降解废水的处理。

超滤结合反渗透技术还可应用于生物、食品、乳品、医药、生化产业产品的分离、浓缩、提纯工艺。

2. 海南立升PVC超滤膜技术助推我国自来水厂提标改造

《生活饮用水卫生标准》（GB 5749—2006）将于2012年强制推行，在新建水厂和旧水厂升级改造过程中，超滤技术是重要的选择之一。目前，我国已经运行的几个大型超滤膜法自来水厂都不约而同采用立升PVC合金超滤膜技术。从某种程度上来说，海南立升超滤技术推动了我国自来水厂提标改造进程。图4-11和图4-12是其两个应用。

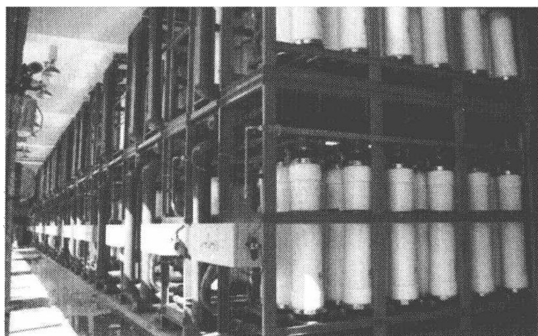


图4-11　台湾高雄拷潭净水厂
（2007年3月投产，产水量30万立方米/天）

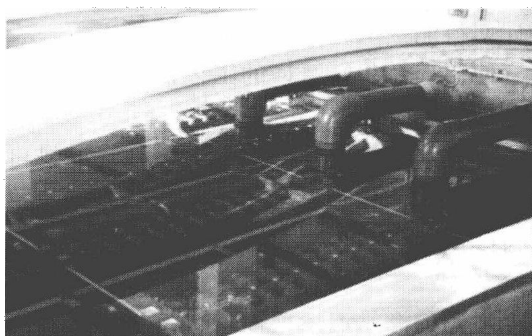


图4-12　东营南郊水厂升级改造项目
（2009年12月投产，产水量5万立方米/天）

三、高效节能型反渗透海水淡化装置

该工艺组合了超滤、纳滤和反渗透3种膜过程，充分发挥3种膜过程的分离特长。死端超滤技术的运用使复杂的海水预处理系统更简单，而且水质稳定可靠。纳滤与反渗透膜集成工艺不但可以有效去除海水中的结垢组分，而且还能降低反渗透膜面的渗透压，从而使在目前膜耐压水平条件下提高产水回收率成为可能。此外，死端超滤技术的开发为解决高浊度的沿岸海水淡化技术难题提供了新途径。

装置概貌如下。

装置尺寸（mm）：1800×800×1600

装置质量（kg）：264

电源：380V，3.5kW

装置供水：20000～35000mg/L 海水

装置产水量：9m^3/d（25℃）

装置产水回收率：55%

装置脱盐率：99%以上

装置预处理工艺：死端超滤膜预处理技术

装置脱盐工艺：膜集成海水淡化技术

四、传统反渗透海水淡化装置比较

与传统反渗透海水淡化工艺比较如下。

1. 膜集成海水淡化工艺可使产水回收率大幅度提高

传统反渗透海水淡化产水回收率很低，不加化学试剂时回收率低于24%，加化学试剂



时，回收率不大于 40%。前者的制约因素是考虑 $CaCO_3$ 和 $Mg(OH)_2$ 沉淀，后者的制约因素是浓海水的渗透压，膜组件的耐压性能限制了操作压力的进一步提高。在高回收率条件下，装置浓缩海水因采用膜集成工艺而局部降低了反渗透表面的海水浓度。在膜元件耐压范围内装置达到高回收率运行。目前装置的回收率是 55%。

2. 装置体积小，质量轻

高效节能型反渗透海水淡化装置与传统反渗透海水淡化装置比较，体积和质量分别是后者的 1/2 和 1/4，为车载或船用等小型移动式装置的开发创造了条件。

3. 海水淡化成本

对产水 $9m^3/d$ 左右的小型装置而言，传统反渗透海水淡化与膜集成海水淡化比较，预处理设备投资费后者比前者下降 40%左右，能源费下降 13%，产水的吨水成本下降 5%。

五、装置与设备应用范围及市场前景

该装置由于采用了以上两种新技术，使装置的体积和重量大幅度降低，产水回收率大幅度提高，为小型移动式海水淡化装置的普及应用创造了条件。

移动式海水淡化装置可为海岛、旅游度假区、海洋石油平台和驻岛部队等提供淡水，也可装在车、船等运载工具上机动地为分散性和流动性大的地质、石油、矿产和野战部队提供淡水。此外，膜集成海水淡化工艺为海水淡化低成本提供了新的途径。

第十一节　海水和苦咸水淡化反渗透膜装置与设备

一、概述

反渗透设备是目前高纯水制备中应用最广泛的一种脱盐技术，它的分离对象是溶液中的离子和相对分子质量几百的有机物，反渗透（RO）、超过滤（UF）、微孔膜过滤（MF）和电渗析（ED）技术都属于膜分离技术。

近 30 年来，反渗透、电渗析，超过滤和膜过滤已进入工业应用，发展很快，在半导体、集成电路制造工艺、食品、医药工业中，通常将反渗透作为高纯水制备中的脱盐，超过滤则多作为制水系统的后处理，膜过滤则用于水处理的预处理和后处理，用于过滤微粒和细菌。

反渗透（RO）技术是膜分离技术的一个重要组成部分。反渗透是目前最微细的过滤系统，RO 膜可阻挡所有溶质与无机分子及任何相对分子质量大于 100 的有机物，水分子可自由通过 RO 膜而纯化，溶盐之脱盐率可达 95%，甚至达 99%。因而反渗透的应用相当广泛，海水及苦咸水淡化，家庭饮用水及工业用纯水之制造，都逐步采用了反渗透法。

反渗透是渗透的反向迁移运动，是一种在压力驱动下，借助于半透膜的选择截留作用将溶液中的溶质与溶剂分开的分离方法。反渗透技术广泛应用于各种液体的提纯与浓缩中，其中最普遍的应用实例便是在水处理工艺中，用反渗透技术将原水中的无机离子、细菌、病毒、有机物及胶体等杂质去除，以获得高质量的纯净水。因具有产水水质高、运行成本低、无污染、操作方便、运行可靠等诸多优点，而成为海水和苦咸水淡化，以及纯水制备的最节能、最简便的技术。

二、反渗透海水淡化方案

1. 预处理

在海水预处理工艺设计时经预处理后的海水水质应达到反渗透膜元件的进水水质要求。

2. 混凝过滤

混凝过滤旨在去除海水中胶体、悬浮杂质，降低浊度。由于海水密度大，pH 值较高，选用 $FeCl_3$ 作为混凝剂，投加量在 1～2mg/L。经混合器混合，铁盐与海水中胶体杂质形成较大的矾花，再经过机械过滤器过滤，使出水水质的污染指数（SDI_{15}）小于 5，浊度小于 1。

3. 加药防止余氯和防止膜面结垢沉淀

海水中游离氯等氧化剂存在会降低反渗透膜元件的性能，因此海水在进反渗透膜以前必须控制游离氯＜0.1mg/L。通过计量泵投加 1.5mg/L 亚硫酸氢钠，海水中的余氯与亚硫酸氢钠反应，形成酸和中性盐，从而消除余氯对反渗透膜的影响。

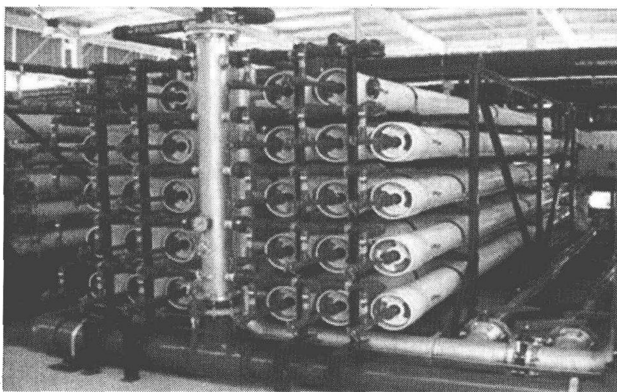


图 4-13　海水和苦咸水淡化反渗透膜装置

海水中含有高浓度的 Ca^{2+}、Mg^{2+}、HCO_3^-、SO_4^{2-} 等，在反渗透海水淡化过程中，海水被浓缩，易在反渗透表面形成难溶性无机盐类的沉淀。根据海水水质和反渗透装置的水回收率，判别结垢沉淀趋势，在海水进入反渗透装置前添加阻垢剂。通过对几种阻垢剂的阻垢效果和价格的综合评价后，选用阻垢剂，投加量为 15～20mg/L，控制海水 pH 值在 7.0～7.5 范围，能有效防止海水中难溶性无机盐类在反渗透膜表面形成结垢沉淀（图 4-13）。

在反渗透装置前设置保安过滤器是为了保护高压泵，能量回收装置和膜元件的安全长期运行。根据过滤水量和过滤精度设计计算保安过滤器的规格。

三、反渗透设备（反渗透装置）基本原理及特点

将淡水和盐水用一种只能透过水而不能透过溶质的半透膜隔开，淡水会自然地透过半透膜至盐水一侧，这种现象称为渗透。当渗透进行到盐水一侧的液面达到某一高度而产生压力 H，从而抑制了淡水进一步向盐水一侧渗透，渗透的自然趋势被压力 H 所抵消而达到平衡，这一平衡压力 H 称为渗透压，在这种情况下，如果在盐水一侧加上一个大于渗透压的压力，盐水中的水分就会从盐水一侧透过半透膜至淡水一侧（盐水一侧浓度就增大，即浓缩），这一现象称为反渗透。

反渗透设备是用足够的压力使溶液中溶剂（一般常指水）通过反渗透膜而分离出来，它和自然渗透方向相反。根据各种物料的不同渗透压，就可使用大于渗透压的反渗透法进行分离、提纯和浓缩。

反渗透法分离过程不需加热，没有相变，具有耗能少，设备体积小，操作简单，适应性强，应用范围广等优点，已成为重要的水处理手段之一。



国内生产的反渗透设备一般以进口的复合膜组件为主，辅以多级离心泵、高压管路、阀门、仪表、电气控制系统等组成。DGX 型反渗透装置经优化设计，具有抗污能力强、除盐率高、运行费用低、自动化程度高等特点。如安锐德反渗透设备见图 4-14。

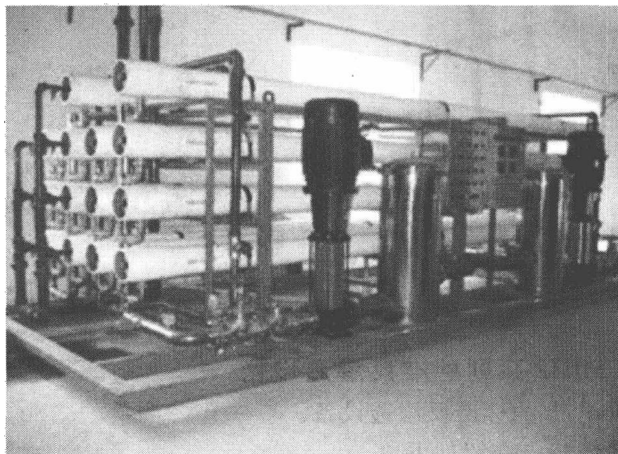


图 4-14　安锐德反渗透设备

四、常规工艺流程

图 4-15 为反渗透原理图及常规工艺流程图：

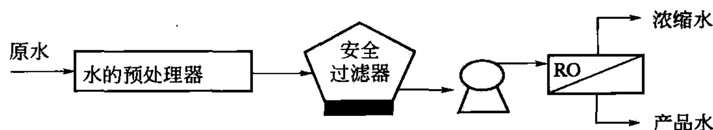


图 4-15　常规工艺流程图

五、反渗透膜装置和设备实例

1. 卷式膜/反渗透膜设备

性能简介：GE（Desal）TM 膜涵盖整个过滤图谱，如反渗透、纳滤、超滤、微滤。GE 反渗透膜包括标准苦咸水淡化膜、耐污染膜、抗污染膜、超低压膜、耐高温膜及醋酸纤维膜。产品特点：专业三层复合膜结构，使膜片具有极佳的抗污能力、特别设计的内部结构，独特的浓水流道，及耐高温/高压构造，适用于各种苛刻条件。见图 4-16。

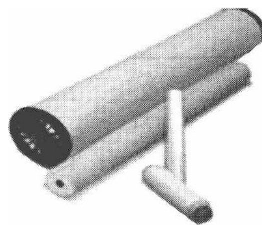


图 4-16　GE 公司 GE（Desal）TM 膜生物反应器

性能简介：ZeeWeed® MBR 工艺是 GE 公司的专利技术，实现了活性污泥法与超滤膜技术的完美结合。与传统水处理系统相比，ZeeWeed® MBR 系统具有以下特点：优异的处理出水水质、更小的占地面积、更低的能耗、更强更可信的超滤膜、快速改扩建、运行操作管理简单。见图 4-17。

2. GE SWRO HR 系列海水反渗透高脱盐率膜

性能简介：SWROHR 系列专利反渗透膜元件的特点是，卓越的氯化钠脱盐率，当压力超过 800psi（5516kPa）并适当提高海水温度，SWRO 能够发挥卓越的脱盐效果。见图 4-18。

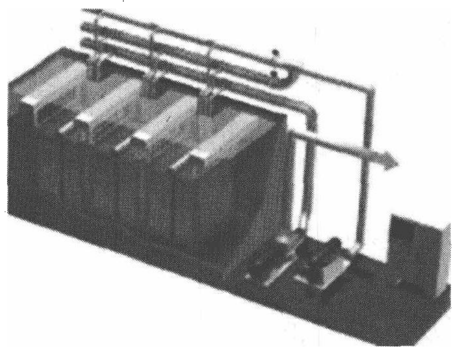


图 4-17　ZeeWeed® MBR 系统反应器

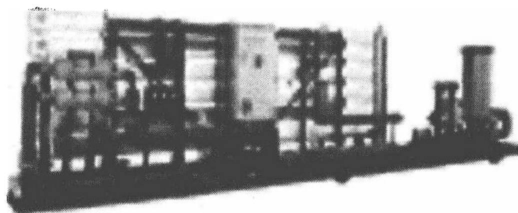


图 4-18　SWRO HR 系列反渗透膜元件

3. GE PRO AP 50Hz 系列标准反渗透设备

产水量为 10～100m³/h 的标准反渗透设备。

性能简介：控制系统特点介绍如下。

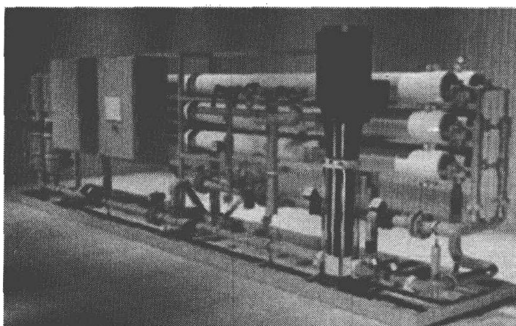


图 4-19　软启动器安装在主框架上

GE Fanuc Quick Panel 6 英寸彩色显示；文本主控制屏幕；触摸屏控制；GE Fanuc Micro Versa Max 通讯口：RS232/DH485；模拟量输入点：6 个；所有的 4～20mA 仪表都能在中心仪表盘上显示。见图 4-19。

4. SWC 系列海水淡化反渗透膜

SWC 海水淡化反渗透膜——即 Seawater Composite 的英文缩写，是美国海德能公司对世界海水淡化领域的一大贡献。SWC 膜材质为芳香族聚酰胺，它可将不同含盐量的海水处理成为可直接饮用的淡水，这为解决世界各国淡水资源紧缺问题提供了一条新途径。该系列膜元件规格与性能见表 4-1。

表 4-1　SWC 海水淡化系列 4 英寸反渗透膜元件规格与性能

型号			SWC1-4040	SWC2-4040
规格	膜材质		芳香族聚酰胺复合材料	
	有效膜面积/ft²		70.0	
性能	脱盐率/%	平均	99.6	99.2
		最低	99.5	
	透过水量	gpd	1200	1400
		m³/d	4.5	5.7
测试条件	测试溶液		32000mg/kg NaCl 溶液	
	操作压力/psi(MPa)		800±10(5.52±0.07)	
	测试液温度/℃		25	
	单支膜元件水回收率/%		15	
	测试液 pH		6.5～7.0	



续表

型号		SWC1-4040	SWC2-4040
使用条件	最高操作压力/psi(MPa)	1200(8.27)	
	最高进水流量/gpm(m^3/h)	16(3.6)	
	最高进水温度/℃	45	
	进水 pH 范围	3.0～10.0	
	进水最高浊度/NTU	1.0	
	进水最高 SDI(15min)	<5	
	最高进水自由氯浓度/(mg/kg)	<0.1	
	单支膜元件上浓缩水与透过水量的最小比例	5∶1	
	单支膜元件最高压力损失	10psi(0.07MPa)	

型号			SWC3	SWC3+	SWC4	SWC4+	SWC5
规格	膜材料		芳香族聚酰胺复合材料				
	有效膜面积/ft^2		370	400	370	400	400
性能	脱盐率/%	平均	99.7	99.8	99.8	99.8	99.8
		最低	99.5	99.7	99.7	99.7	99.7
	透过水量	gpd	5900	7000	5500	6500	9000
		m^3/d	22.3	26.5	20.8	24.6	30.1
	膜材质		芳香族聚酰胺复合材料				
测试条件	测试溶液		32000mg/kgNaCl 溶液(运行 60min 后测试的数据)				
	操作压力/psi(MPa)		800±10(5.52±0.07)				
	测试液温度/℃		25				
	单支膜元件水回收率/%		10				
	测试液 pH		6.5～7.0				
使用条件	最高操作压力/psi(MPa)		1200(8.27)				
	最高进水流量/gpm(m^3/h)		75(17.0)				
	最高进水温度/℃		45				
	进水 pH 范围		3.0～10.0				
	进水最高浊度/NTU		1.0				
	进水最高 SDI(15min)		5.0				
	最高进水自由氯浓度/(mg/kg)		<0.1				
	单支膜元件上浓缩水与透过水量的最小比例		5∶1				
	单支膜元件最高压力损失		10psi(0.07MPa)				

注：1ft=0.3048m。

5. 船舶海水淡化设备

根据船舶应用的特殊性而进行了专门的设计，其体积小、质量轻、占地省，安装方便、适应性强，可以在狭窄拥挤的船舱、甲板、船员舱、过道等空间安装。该设备操作简单维修

方便，只要有海水、有电，启动后可立即提供淡水。设备脱盐率高，性能稳定、安全可靠，设计新颖巧妙，避免了频繁的清洗，无环境污染。其机架采用不锈钢制作，防锈耐腐蚀。电源适用范围广（220V/60Hz，380V/50Hz），能适应国内生产的大部分船舶。淡化水质符合国家生活饮用水水质标准。

6. 船用反渗透海水淡化设备相关参数

相关参数见表 4-2。

表 4-2 相关参数

型号		JHH-FSHB1	JHH-FSHB2	JHH-FSHB5	JHH-FSHB10
产水量/(m^3/d)		1～1.5	2～3	5～6	10～11
淡水流量/(L/h)		50～60	100～130	200～250	400～450
脱盐率/%		≥98	≥98	≥98	≥98
产水含盐量/(mg/L)		≤1000	≤1000	≤1000	≤1000
操作压力/MPa		4～6.5	4～6.5	4～6.5	4～6.5
使用功率/kW		1.1	1.5	2.2	5.5
进水压力/MPa		0.1～0.3	0.1～0.3	0.1～0.3	0.1～0.3
进水温度/℃		5～40	5～40	5～40	5～40
净重/kg		110	120	140	200
外型尺寸	长/mm	580	580	650	800
	宽/mm	440	440	440	600
	高/mm	1600	1600	1600	1700

淡水流量是指进水温度 25℃、含盐量 35000mg/L、运转压力 5MPa 的条件下的产水量。图 4-20 是船用反渗透海水淡化设备。

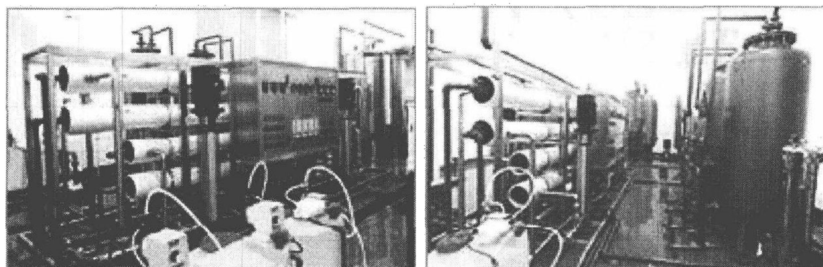


图 4-20 船用反渗透海水淡化设备

第十二节 海水淡化及在污水处理中曝气器装置的应用

在污生化系统的曝气池中，充氧效率与好氧微生物生长量成正相关性。溶解氧的供给量要根据好氧微生物的数量、生理特性、基质性质及浓度来综合考虑。这样，活性污泥才能处在最佳的降解有机物的状态。根据试验表明，以曝气池中溶解氧维持在 3～4mg/L 为宜，若

供氧不足，活性污泥性能差，导致废水处理效果下降。为保证有充足的供氧，必须依靠一种设备来完成，例如曝气器。

由于海水淡化及工业废水成分的多样性，往往需要通过几种方法组成的处理系统才能达到所需的排放标准。如按采用的方法手段分类，可分为物理法、化学法、物理化学法和生物法 4 种。生物法是利用废水中的微生物的代谢作用分解水中可降解的有机物的一种方法，因为具有处理量大，投资省，经济可靠的特点，是当今世界最普遍的一种水处理方法。

1. 曝气器装置的使用

生物处理法根据参与作用的微生物的需氧情况，可分为好氧法和厌氧法两大类。一般情况，好氧法比较适用于较低浓度污水，如乙烯厂污水；而厌氧法较适用于处理污泥和较高浓度的污水。好氧生物处理法可分为活性污泥法和生物膜法两大类。活性污泥法是水体自净的人工强化方法，是一种依靠活性污泥工作主体去除污水中有机物的方法。存在于活性污泥中的好氧微生物必须在有氧气存在的条件下才能起作用。

(1) 曝气原理

曝气是使空气与水强烈接触的一种手段，其目的在于将空气中的氧溶解于水中，或者将水中不需要的气体和挥发性物质放逐到空气中。换言之，它是促进气体与液体之间物质交换的一种手段。它还有其他一些重要作用，如混合和搅拌。空气中的氧通过曝气传递到水中，氧由气相向液相进行传质转移，这种传质扩散的理论，目前应用较多的是刘易斯和惠特曼提出的双膜理论。

双理论认为，在“气-水”界面上存在着气膜和液膜，气膜外和液膜外有空气和液体流动，属紊流状态；气膜和液膜间属层流状态，不存在对流，在一定条件下会出现气压梯度和浓度梯度。如果液膜中氧的浓度低于水中氧的饱和浓度，空气中的氧继续向内扩散透过液膜进入水体，因而液膜和气膜将成为氧传递的障碍，这就是双膜理论。显然，克服液膜障碍最有效的方法是快速变换“气-液”界面。曝气搅拌正是如此，具体的做法就是：减小气泡的大小，增加气泡的数量，提高液体的紊流程度，加大曝气器的安装深度，延长气泡与液体的接触时间。曝气设备正是基于这种做法而被广泛采用的。

(2) 曝气类型与曝气器的功能

曝气类型大体分为两类：一类是鼓风曝气，另一类是机械曝气。鼓风曝气是采用曝气器、扩散板或扩散管在水中引入气泡的曝气方式。一般乙烯厂多采用这种方式。机械曝气是指利用叶轮等器械引入气泡的曝气方式。

所有的曝气设备，都应该满足下列 3 种功能：

① 产生并维持有效的气-水接触，并且在生物氧化作用不断消耗氧气的情况下保持水中一定的溶解氧浓度；

② 在曝气区内产生足够的混合作用和水的环流动；

③ 维持液体的足够速度，以使水中的生物固体处于悬浮状态。

(3) 鼓风曝气设备

鼓风曝气系统由鼓风机、曝气器和一系列连通的管线组成。鼓风机将空气通过一系列管道输送到安装在池底部的曝气器，通过曝气器，使空气形成不同尺寸的气泡。气泡在曝气器出口形成，尺寸则取决于空气扩散装置的形式，气泡经过上升和随水环流动，最后在液面处破裂，这一过程产生氧向污水中转移的作用。鼓风系统的曝气器主要分为微气泡、中气泡、大气泡、水力剪切、水力冲击及空气升液等类型。

鼓风曝气设备的主要技术性能指标有：动力效率，即每消耗1kW电能转移到混合液中的氧量；氧的利用效率，即通过鼓风曝气转移到混合液的氧量，占总供氧量的百分比（%）。

① 微气泡曝气器　微气泡曝气器也称微孔曝气器，采用多孔性材料如陶粒、粗瓷等掺以适当的如酚醛树脂一类的黏合剂，在高温下烧结成为扩散板、扩散管和扩散罩的形式。按照安装的型式，可分为提升式微孔曝气器及固定式微孔曝气器。

提升式微孔曝气器主要由微孔曝气管、活动摇臂、提升机3部分组成：a. 微孔曝气管即由微孔管、前盖、后盖及连接螺栓组成；b. 活动摇臂是可提升的配管，微孔曝气管安装于支气管上，呈栅条状，底座固定在池壁上，活动立管伸入池中，支管落在池底部，并且支架支撑在池底部；c. 曝气器提升机，为活动式电动卷扬机，起吊小车可随意移动，将摇臂提起。

其工作原理是：空气从微气泡曝气管后盖的通气孔进入曝气管，曝气管的管壁上密布着许多细小的孔隙，管内空气在压力差的作用下，从管壁的孔隙中扩散出来，在污水中形成许许多多微小的气泡，并造成水的紊流，从而达到了将空气中的氧溶入水中的目的。

微孔曝气管的形式有很多，目前较为常用的有两种。一种是由粗瓷或刚玉等烧结而成的普通曝气管，这种管壁在烧结过程中产生许多极微小的孔隙，它的主要特点是能产生微小的气泡，气泡直径约0.1～0.2mm，气、液接触面积大，氧利用率高，一般可达到20%～25%；其缺点是气压损失较大，易堵塞，送入的空气需经过滤处理，易损坏，一旦损坏，氧利用率就开始快速下降。另一种是管式膜片微孔曝气管。这种曝气管的安装方式与前一种基本一样，但其自身的结构却有很大的区别，它是由一个用ABS或UPVC制成的管子作为布气管，管壁上开有通风孔，布气管外周覆盖着合成橡胶制成的膜片，膜片被金属卡子固定在管子上。在合成橡胶膜片上用激光等方法打出均匀分布的孔眼。曝气时，空气通过管壁上的通气孔进入膜片与管壁之间，在压缩空气的作用下，使膜片微微鼓起，孔眼张开，达到布气扩散的目的。停止供气，气压消失后，膜片本身在弹性作用下使孔眼自动闭合，由于水压的作用，膜片压实在管壁上。因此，污水不会倒流而堵塞孔眼。但由于这种膜片的开孔直径直接影响到氧的利用率，因此，开孔直径应适当。开孔直径过大，氧的利用率较低，开孔直径过小，氧利用率高，但阻力增大。橡胶膜片应选用耐老化，高强度胶质，以免膜片出现撕裂，造成曝气器损坏。

② 动态曝气器　动态曝气器是一种新型的曝气器，属于固定安装式的微气泡曝气器，它由圆罩、旋混筒、旋混圈、套接头抱箍和配气管组成。

动态曝气器采用了“大孔排气泡布气”技术，将引入曝气器内的空气分别进行正旋和反旋导流，正旋导流为顺时针方向，反旋导流为逆时针方向，在两个不同方向旋流作用下，在套筒旋混筒内形成一个瞬间连续局部反应的气液强化旋混区。由旋混旋流作用所产生的大量气泡，再经圆罩阻挡扩散作用之后，均匀密布地向上产生气泡。总的来说，动态曝气器是由大孔双向旋混、套筒强化旋混和圆罩阻挡扩散等各种结构作用，使气相在液相中碰撞、剪切和分割，从而形成混合性扩散。由于动态曝气器采用了大孔排气，即使停风停压后，污水倒流进曝气器和配气管中，也不会造成排气孔堵塞，从而从根本上解决了曝气器堵塞的问题，可长期保持氧利用率不发生变化。但由于产生气泡的直径较大，氧利用率相对微孔曝气器要低，一般在15%～19%。与动态曝气器的结构和性能类似的还有旋混曝气器。

(4) 摇臂微孔曝气器与动态曝气器的对比

除了上面所讲的气泡直径、氧利用率、是否易堵塞等不同之处外，两者还有以下几个不同点：



① 安装方式　摇臂微孔曝气器为可活动式安装，当曝气器需要更换或检修时，可用提升机将曝气器从水中提出来，在池面进行施工检修，不影响同池其他曝气器的工作，不需要停池，检修成本低，工作量小。

动态曝气器为固定式安装，一经安装完成后，便不可以移动，如果某间曝气池需要检修，就必须停止该池的运行，并且将池内的污水和淤泥等杂物清除后，方可施工，检修成本较高。

② 耐用性　摇臂式微孔曝气器的失效形式主要有以下3种：a. 钢制布气管生锈后产生氧化铁以及污水和空气中的杂物会造成曝气管内堵，曝气管内气流分布不均匀，使曝气管抖动，而产生疲劳损坏；b. 曝气管安装在管接头上，在曝气管抖动和污水腐蚀的双重作用下，管接头易从根部折断，污水的腐蚀还会造成布气管壁减薄穿孔；c. 水下摇臂活动关节长期浸泡在水中，可能会因为生锈等原因而无法转动，从而使得曝气器不能正常提升到水面。以上3种失效形式，经过近年来的新技术的应用，已经得到很大的改善，使得曝气器的使用寿命可达5年左右。

动态曝气器的失效形式则有：由于疲劳或腐蚀等原因，曝气头各部件（如圆罩、旋混筒、旋混圈等）之间的连接件断裂或松脱，而造成曝气头解体或脱落；配气管断裂；配气管一般采用UPVC等非金属管材，管子与管子，管子与管件多用胶水粘连，一旦粘接不牢，容易从粘连处脱落和漏气。这3种失效形式一般可以通过合理选型，正确选材，严把质量关等方法来避免。因此，这种曝气器的使用寿命较长，可达8～10年。

③ 实际应用　摇臂式微孔曝气器因为有氧利用率高、检修方便等优点，较多应用在生产负荷较重、污水质较恶劣的一级生化系统；固定式动态曝气器则因为有氧利用率稍低但可以长期保持，检修困难但使用寿命长的特点，一般应用在生产负荷较低，污水水质较好的二级生化系统。

2. 曝气器装置实际应用结论

曝气器的种类非常多，经过不断的更新和发展，其结构和性能更是有着日新月异的变化。曝气器的选用依据各有侧重，主要考虑下列因素：

① 空气扩散装置应具有较高的氧利用率和动力效率，具有较好的节能效果；

② 不易堵塞，出现故障易排除，便于维护管理；

③ 构造简单，便于安装，工程造价及装置本身成本都较低。

此外，还应考虑污水的水质，地区条件以及曝气池型、水深等。

第十三节　钛制板式换热器在海水淡化中的应用

一、概述

板式换热器是一种高效、紧凑的换热设备，20世纪80年代首先作为持续低温杀菌器研究制造成功，到20世纪20年代应用于食品工业。由于板式换热器在打造和施用上都有一些奇特之处，因此，现在板式换热器已经广泛应用于石油、化工、轻工、电力、冶炼金属、机械、能源等工业范畴，成为换热器亲族中极具竞争力的品种。我国是从20世纪60年代起生产板式换热器，到现在板式换热器在我国很多领域都得到了广泛的应用。钛及铬合金是一种

最近兴起的颇有前途的金属材料，用钛建造换热器具有耐腐蚀性好、传热效率高、表面光洁无结垢层、密度小、强度高、设备体积和质量小等独特之处，广泛应用于航空、太空研发、海洋工程、石油、化工、冶炼金属、电子、医药卫生、食品加工、仪器仪表等范畴。

二、板式换热器概述

板式换热器是由一系列具有一定波纹形状的金属片叠装而成的一种新型高效换热器。各类板片之间形成薄矩形通道，通过半片进行热量互换。它与常规的管壳式换热器相比，在相同的流动阻力和泵功率消耗情况下，其传热系数要高出很多，在合用的规模内有取代管壳式换热器的趋势。

板式换热器、热互换器行业板片经常使用的材料主要有奥氏体不锈钢、钛及铬合金、镍及镍合金等冷轧薄板。工业纯钛 127 用于板式换热器，工业纯钛 276 和 Ti-0.3Mo-0.8Ni345 用于管式换热器。用 TA1 钛板打造的板式换热器，相比列管式换热器有很多优点，在市场上有很强的竞争力，主要用于化工、石油、舰船、海水淡化等热互换系统。

1. 板式换热器的基本布局

板式换热器主要由框架和板片 2 大部分组成。板片是把由各类材料制成的薄板用各类生产模型压成形状各异的波纹，并在板片 4 个角上开有角孔，用于介质的流道。板片的周边及角孔处用橡胶垫片加以弥缝。框架由固定压紧板、勾当压紧板、上下导杆和夹紧螺栓等构成。板式换热器是将板片以叠加的形式装在固定压紧板、勾当压紧板中心，然后用夹紧螺栓夹紧而成。

2. 板式换热器预设的独特之处

板式换热器在预设上主要有以下独特之处：

① 高效节能　其换热系数在 3000～4500kcal/(m² · ℃ · h)，比管壳式换热器的热效率高 3～5 倍。

② 布局紧凑　板式换热器板片精密摆列，与其他换热器类型相比，板式换热器的占地面积和占用空间较少，相同换热量的板式换热器的面积仅为管壳式换热器的 1/5。

③ 容易清洗拆装方便　板式换热器靠夹紧螺栓将夹固板板片夹紧，因此拆装方便，随时可以打开清洗，同时由于板面光洁，湍水流平高，不易结垢。

④ 施用生存的年限长　板式换热器采用不锈钢或铬合金板片压制，可耐各类腐蚀介质，胶垫可随心更换，并可方便拆装检修。

⑤ 适应性强　板式换热器板片为独立元件，可按要求增减流程，形式多样；可适用于各类差别工艺的要求。

⑥ 不串液　板式换热器弥缝槽配置泄液道，各类介质不会串通，纵然呈现泄漏，介质总是向外排出。

三、钛制板式换热器产品系列

钛制板式换热器主要有汽-液型钛板冷凝器和液-液型钛板换热器 2 类。其型号规格主要有：板式换热器 BR 系列，BR0 系列、BR03、BR046、BR080、BR10 等；截面板式换热器 BBR 系列，BBR06、BBR09、BBR10 等。传热板片有 0.2、0.35、0.46、0.6、0.8、1、1.2、1.3（m²，单片换热面积）等多种规格。各类型号换热器有响应的产品规格系数，依其技术机能可供选择。



以 BR035 型号板式换热器为例，其主要技术参数为：单片换热面积为 0.35m²；板间距为 3.2mm；板片厚度为 0.8mm；角孔直径为 120mm；单流道截面积为 0.001136m²；最大处理量为 120m³/h；传热系数为 2500～5000W/(m²·℃)，工作压力为 1.6MPa；工作温度为丁腈垫片＜120℃，乙丙胶垫片＜180℃，氟胶垫片＜250℃；单台设备最大装机面积 70m²。可以看出，板式换热器热效率很高。综上所述，在型号规格方面，我国已打造出大型单片换热面积 1.28m²、1.3m² 等液-液型换热器，这类大型板式换热器的板式外形尺寸为 2.2m×81m，板厚为 0.6mm，每一台最大组合面积为 350m²。这标志着我国已拥有较强的钛制板式换热器设备的预设、打造能力。

四、钛制板式换热器在海水淡化中的应用

淡水约占地球水资源的 3%，通过海水淡化获取新的淡水资源是今后世界用水的一大趋势。海水淡化是一种切实可行且有效的措施。其中多级闪蒸（muiti-stage flash，MSF）海水淡化技术占据主导地位。其生产能力为全世界海水淡化总产量的 56%。世界上规模在 4000t/d 以上的海水淡化装置中，MSF 装配占 77.3%。现在，单机容量最大的 MSF 装配是意大利 SIR/EU-TECO 公司生产的，为 36000t/d，安装在意大利本土。

海水淡化技术在我国还处于起步阶段，现在仅有少数的小规模应用，而大容量蒸馏装配（包括多级闪蒸 MSF、多效蒸发 ME、蒸汽压缩蒸馏 VC 等）的研发生产才刚刚开始。

第十四节　电极化海水淡化方法及装置

一、概述

淡水资源紧张是全世界面临的严重问题之一，海水淡化是解决这一问题的根本途径。目前，海水淡化方法主要有蒸馏法、电渗析法、反渗透法、磁力淡化法等，但都不是太理想，蒸馏法成本高，工艺设备复杂，出水率低；电渗析法、反渗透法需要有离子或介质的透过，要求能量大，因而能耗高，并且对水的预处理要求条件苛刻，离子交换膜或反渗透膜易污染、维护量大；磁力淡化法主要靠磁场的洛仑兹力，一般洛仑兹力较小或太小，很难克服水流的惯性而发生作用，不足以使阴、阳离子很好地分离，水质低、出水量小，淡化效果很差。

本方案提供了一种更好的海水淡化方法及装置，该方法成本低，能耗低，对水的预处理要求低，淡化效率高，淡化水质好，工艺设备简单合理，易于施行。

此海水淡化方法是由电极电场和导电隔板通过离子极化来实现的，在阴、阳电极板间间隔放置与电极板平行的两个以上的导电隔板，形成多个制水工作室，海水从工作室的一端流入，经过工作室从其另一端流出，出口处将水分离，从导电隔板两侧汇出盐水，从导电隔板间的中间部位收集淡水。

该方法中，在海水流过制水工作室的过程中，在电场力的作用下，海水中的阴、阳离子分别向两边的导电隔板偏转运动，在导电隔板上极化，导电隔板的两侧形成阴、阳离子的高浓度区，导电隔板间的中间部位成了阴、阳离子的低浓度区，即淡水区，从而使部分海水得到淡化。

二、电极化海水淡化方法设计

根据上述方法设计的一种海水淡化装置，包括海水进水口，阴、阳电极板，盐水出口和淡水出口，其阴、阳极板间间隔放置与电极板平行的两个以上的导电隔板，导电隔板以及与电极板间由绝缘导水分水夹框固定，形成矩阵结构，导电隔板间为制水工作室，导电隔板与电极板间为电极室，海水进水口位于制水工作室的一端，盐水出口和淡水出口位于制水工作室的另一端，盐水出口在导电隔板的端点部位，淡水出口在导电隔板间的中间部位。

由于离子的运动速度小，为了保证阴、阳离子的有效分离，达到有效淡化的目的，导电隔板间的距离以小一些为好，导电隔板的长度以长些为好。

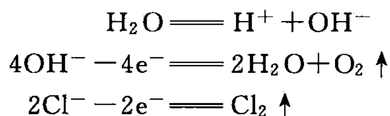
为了便于淡水和盐水的分流，淡水出口和盐水出口间有分流板，起导向分流作用。

本装置可几套并用，横向组装或纵向叠装使用都可以，扩大规模，以提高淡水产量。

三、淡化过程中材料及电极反应

在淡化过程中，电极上有电极反应：

在阳极：



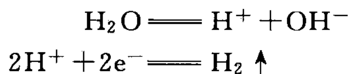
$$H_2O = H^+ + OH^-$$

$$4OH^- - 4e^- = 2H_2O + O_2\uparrow$$

$$2Cl^- - 2e^- = Cl_2\uparrow$$

OH^-减少，相对有过多的H^+，因此阳极室呈酸性。

在阴极：



$$H_2O = H^+ + OH^-$$

$$2H^+ + 2e^- = H_2\uparrow$$

H^+减少，相对有过多的OH^-，因此阳极室呈碱性。

本方案中，电极反应属一种不利反应，应尽量控制，将电极反应控制在电极室内。可增加导电隔板个数以及控制两极电压等，不能使导电隔板间的电压超过电解电压，防止导电隔板上出现电极反应。

由于酸、碱的腐蚀电极和导电隔板应当具有抗腐蚀性能，电极可以是钛（或钼）镀铂电极、铅电极、二氧化钌电极、不锈钢电极、石墨电极等。导电隔板最好是电阻小的防腐蚀材料，如可以是钛薄板，不锈钢薄板，有机防腐蚀导电复合材料等。

导电隔板间以及电极板间的绝缘导水分流框，使用常规的绝缘材料即可，选用抗腐蚀、抗老化的材料更好，常用的有塑料、环氧树脂、玻璃、陶瓷、橡胶、复合材料等。

第五章　海水淡化技术与工程

第一节　海水淡化工程概述

一、概述

最早的海水淡化工程电渗析淡化法是使用一种特别制造的薄膜实现的。在电力作用下，海水中盐类的正离子穿过阳膜跑向阴极方向，不能穿过阴膜而留下来；负离子穿过阴膜跑向阳极方向，不能穿过阳膜而留下来。这样，盐类离子被交换走的管道中的海水就成了淡水，而盐类离子留下来的管道里的海水就成了被浓缩了的卤水。

反渗透淡化法更加绝妙。它使用的薄膜叫“半透膜”。半透膜的性能是只让淡水通过，不让盐分通过。如果不施加压力，用这种膜隔开咸水和淡水，淡水就自动地往咸水那边渗透。我们通过高压泵，对海水施加压力，海水中的淡水就透过膜到淡水那边去了，因此叫做反渗透，或逆渗透。见图 5-1 和图 5-2。

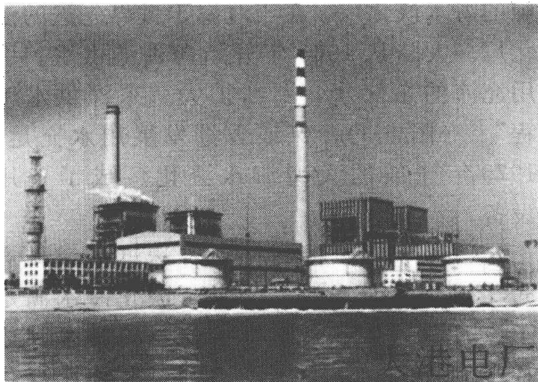


图 5-1　大港电厂反渗透淡化法

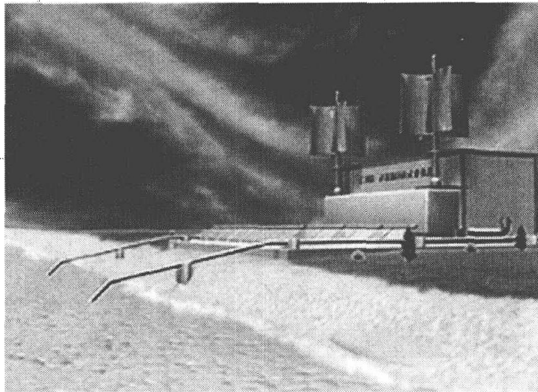


图 5-2　逆渗透

蒸馏法的原理很简单，就是我们在实验室里制备蒸馏水的原理。把海水烧到沸腾，淡水蒸发为蒸汽，盐留在锅底，蒸汽冷凝为蒸馏水，即是淡水。

这种古老的海水淡化方法，消耗大量能源，产生大量锅垢，很难大量生产淡水。现代多级闪急蒸馏淡化使古老的蒸馏法焕发了青春。

水在常规气压下，加热到 100℃才沸腾成为蒸汽。如果使适当加温的海水，进入真空或接近真空的蒸馏室，便会在瞬间急速蒸发为蒸汽。利用这一原理，做成多级闪急蒸馏海水淡化装置。此种淡化装置可以造得比较大，真空蒸发室可以造得比较多，连接起来，成为大型海水淡化工厂。这种淡化工厂，可以与热电厂建在一起，利用热电厂的余热加热海水。水电联产，可以大大降低生产成本。现行大型海水淡化厂，大多采用此法。如果太阳能蒸发淡化法能够投入实用，古老的蒸馏淡化技术在节能方面又将上一个新台阶。

经过多年的努力，海水淡化关键技术已经解决，蒸馏法海水淡化技术作为主要技术占海水淡化总产量的 80%。而我国在蒸馏法海水淡化技术方面已与世界水平接近，且全部为自主知识产权，青岛黄岛电厂 3000t/d 海水淡化工程的成功运行标志着我国在大型蒸馏法海水淡化技术方面完全成熟。

淡化海水已经成为世界各国政府应对水源短缺问题的标准做法，尤其是在干旱的地区。

据国际脱盐协会统计，目前，全世界共有 15233 台海水淡化装置在运行，分布在 125 个国家，解决着 1 亿多人的生活用水和大量工业用水。现在，已有 40 多个国家开展“海水淡化”技术研究工作，美国、日本、英国、法国、以色列、俄罗斯、意大利和韩国等的“淡化”技术更为成熟。

我国研究海水淡化技术始于 20 世纪 50 年代，经过 60 年的发展，已组建了专门的海水淡化科研开发机构，形成了一批专门人才队伍，并掌握了反渗透法、蒸馏法等多项海水淡化技术。

目前，海水淡化基本上已经形成新兴产业部门。1975 年，全世界海水淡化日产量达 200 万吨。此后，以每两年翻一番的速度增长。

最近 20 多年我国的海水淡化产业发展迅速。1981 年在西沙建成首座 200t 级电渗析海水淡化站，1997 年在浙江嵊泗建起了首座 500t 级反渗透海水淡化站，以后又建成 1000t 级反渗透海水淡化示范工程，并已建成 5000t 级的淡化站。目前，我国已建成百吨级以上反渗透海水淡化工程 13 个，合计日产淡化水近 3 万吨。

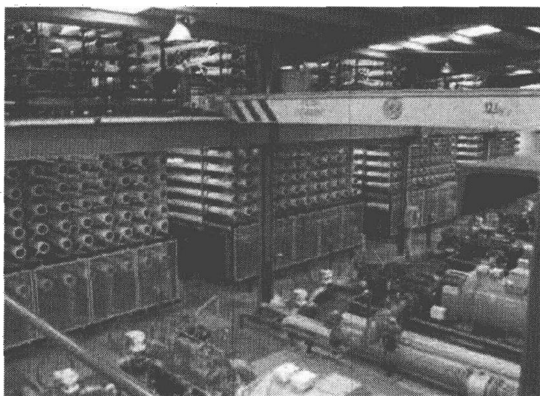


图 5-3　东深供水工程

1975 年，中国香港建成一个日产 18 万吨的海水淡化厂，在当时属于世界先进的淡化厂。大陆从 1965 年开始向香港供水。引用充沛的东江水，不断扩大“东深供水工程”（图 5-3），保证香港发展用水充足。1975 年建成的大型海水淡化厂成了备用设备。

1983 年，沙特阿拉伯吉达港建成日产 30 万吨海水淡化厂，目前，淡化海水满足了该国 80% 以上的淡水需求。巴林也建成日产 10 万吨海水淡化厂。科威特海水淡化能力日产 100 多万吨。中东盛产石油的富国，人民生活用水基本上已可完全依靠海水淡化来供应。

以色列南部地区极端干旱，为了开发该地区，采取了咸水以及海水淡化技术。埃拉特有居民 4 万多人，海水淡化历史较长。最早在 1965 年就建立了海水淡化厂，并且生产量逐年增大，从最初不足 5000m³/d 增加到目前总产量近 70000m³/d。

在印度洋岛国马尔代夫，200 多个有人居住的岛上全部建立了海水淡化站，由政府补贴，向当地百姓免费供应淡水。

位于阿尔及利亚蒂齐乌祖省的 TIGZIR 海水淡化站已经投运。该站日处理海水量约 2500m³，可满足 1.7 万名居民用水需求。另有 11 座同类淡化站将于近期在部分沿海城市建成，届时其海水淡化能力将达每日 100 万立方米。

位于天津市“大港市政饮用水海水淡化项目”是新加坡凯发集团在国内独资建设的大型海水淡化工程，也是我国日产淡水量最大的海水淡化工程。该项目因地制宜，以天津市大港



电厂循环水渠的海水为水源，大大节省了取水工程建设费用，降低建设费用和能源消耗及整体运营费用。由华北市政设计院负责设计。

立源水业负责天津大港海水淡化工程全套海水预处理部分（不需过滤），后续膜处理由凯发负责。

该工程原水预处理系统采用混合反应沉淀处理工艺，总处理海水量为13400m^3/h，共建混合反应沉淀池3座，每座2组，单座处理水量为4470m^3/h，3座池体连建于1间厂房内，池体采用钢筋混凝土结构，厂房采用钢结构。

取水水源为大港电厂循环冷却水排水渠内的海水。该处海水水质较稳定，通常浊度在10～100NTU，受风浪影响不大，是较好的取水点。取水口设于大港电厂排水渠出水口。

预处理沉淀后出水水质要求小于5NTU，实际中试试验出水浊度小于3NTU，完全满足后续膜处理的进水水质要求。

我国天津大港区将建亚洲最大海水淡化厂，占地180亩，日产55万吨。2007年建成一期10万吨/天、2008年建成二期达到15万吨/天生产能力。它将成为日生产能力达55万吨的全国乃至亚洲最大的海水淡化生产基地。

海水淡化技术的进步鼓舞着我们，人类必能最终找到生产大量廉价淡化海水的方法，最终克服淡水紧缺的威胁。在这个问题彻底解决之前，我们应当实行节约用水。

图5-4为河北沧州渤海新区沧东电厂的工人在海水淡化工程生产车间工作。首钢京唐钢铁厂海水淡化项目是唐山市曹妃甸工业区重点发展的循环经济项目之一。曹妃甸正在酝酿建设大型海水淡化工程，届时不仅能满足曹妃甸用水的需要，还可以把淡化的海水供向北京，解决北京市的缺水问题。

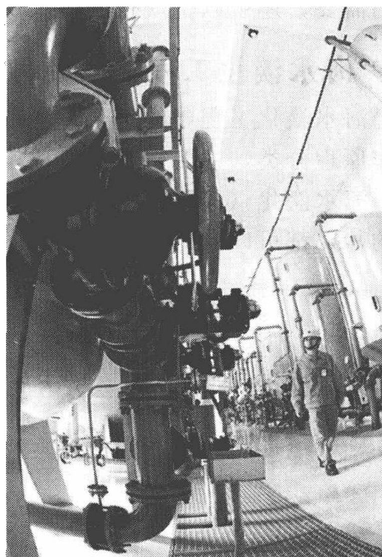


图5-4　河北沧州渤海新区沧东电厂海水淡化工程生产车间

作为国家首批循环经济示范区，曹妃甸工业区积极打造循环经济，目前已经引进大型海水淡化项目2个。其中，具有国际领先水平、日产5万吨的首钢京唐钢铁厂海水淡化项目一期工程2009年已竣工投产，另一个日产10万吨的阿科凌海水淡化项目正在加紧建设中。

通过乏蒸汽模式，首钢京唐钢铁厂海水淡化项目可日产淡水5万吨，每年可节约淡水1800万吨。

目前，用较低的成本进行大规模海水淡化，将对国家推进沿海地区开发建设起到重要支撑作用。从整个京津唐地区来看，水资源短缺已经成为制约区域经济发展的主要因素。唐山向北京、天津等地输送淡水的任务日趋艰巨。从产业经济发展来看，海水淡化项目对于曹妃甸形成循环经济产业链条同样至关重要。

首钢京唐钢铁厂结合自身用水、用电和能源平衡的需要，通过采用水电联产、热膜结合的组合模式，利用钢铁厂主工艺流程中的余热蒸汽、汽轮机发电机组做完功后的乏汽、高炉冲渣水等低温热源产生的低品质蒸汽三者任意一种，均可为低温多效海水淡化装置提供动力，利用自发电机组为膜法海水淡化装置提供动力，通过热、膜法工艺的相互结合，实现能源的高效利用和海水淡化成本的降低。生产出的淡水水质接近于纯净水，可满足炼铁、炼钢等生产使用高品质冷却水的需求。

首钢京唐钢铁厂海水淡化一期工程采用世界一流的SIDEM公司的先进技术，主体装置为蒸发器及其附属设施，包括4套日产1.25万吨装置，每天可生产5万吨淡水，每年生产约1800万吨淡水，占钢铁厂用淡水总量的50%左右。海水淡化产生的浓盐水（海水盐度由3%提高到6%以上），供给附近的南堡碱场制盐，制盐期还可缩短一半。

据介绍，该海水淡化项目是采用先进的技术回收利用低温热源，包括烧结矿冷却废气余热用于生产蒸汽、各种烟气余热回收利用、电厂冷却水用于海水淡化加热等先进的节能技术措施，使钢铁厂生产过程中所产生的能源得到充分利用。通过对废水、废气的综合利用，逐步实现工业污水零排放，进而实现节能减排，保护环境的目标。

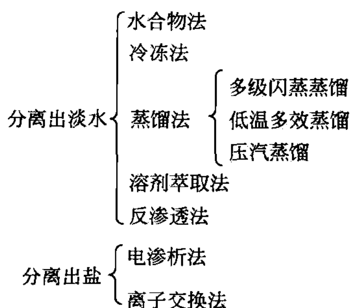
据了解，首钢京唐钢铁厂远期规划了每天15万吨的海水淡化生产能力，将根据钢铁厂用水量的需求适时启动。加上正在建设中日产10万吨的阿科凌海水淡化项目，曹妃甸工业区将具备超过日产20万吨淡化水的生产能力，将基本满足生产需求。此外，考虑曹妃甸饮用水的缺乏，对于蒸馏水矿化用于饮用的方案现已提上议程。

中科院院士、清华大学原校长王大中教授对曹妃甸发展海水淡化项目十分关注，他指出，目前，我国的人均水资源占有量只有世界平均水平的1/4，特别是北方地区尤其缺水。因此，发展海水淡化项目具有深远的历史意义。曹妃甸发展海水淡化项目条件得天独厚，是环渤海地区的最佳选址。曹妃甸正在酝酿建设大型海水淡化工程，届时不仅能满足曹妃甸用水的需要，还可以把淡化的海水供向北京，解决北京市的缺水问题。

二、海水淡化工程中的几种主要工艺

海水淡化工程中的工艺方法很多，但目前世界上投入商业运营的海水淡化装置，根据其工作原理分类，主要有三大方法，分别是：蒸馏法、反渗透法、电渗析法。

海水淡化（又称海水脱盐）是分离海水中盐和水的过程。从海水中取出水，或除去海水中的盐，都可以达到淡化目的。海水淡化的方法基本上也分为这两大类。



其中得到大规模商业应用的是电渗析法、蒸馏法和反渗透法。

第二节　电渗析海水淡化苦咸水技术与工程

一、概述

水孕育了生命，是人类赖以生存的最基本的物质之一，它还是基础性的自然资源和战略性的经济资源，是综合国力的有机组成部分。我国是水资源大国，同时也是人均水资源贫国。据有关资料显示，我国淡水资源总量约为28000亿立方米，居世界第6位，但人均水资



源量只有 2300m³，世界名列第 109 位，是全球 13 个人均水资源最贫乏的国家之一。此外，在这部分淡水资源中，又有很大一部分是难以利用的洪水径流和无法直接饮用的苦咸水、高氟水、高砷水等劣质地下水。因此，对这些劣质地下水的开发利用对解决我国部分地区淡水资源紧缺的局面具有重大而深远的意义。

在我国，苦咸水主要分布在北方部分地区和东部沿海地区，且部分地区储量丰富。在北方干旱内陆地区，由于降水稀少，蒸发强烈，导致作为主要供水水源的地下水普遍含盐量高；在沿海地区，由于用水过量、时间久或地壳变动而导致水位低于海平面，海水渗透进来，从而成为苦咸水。据不完全统计，我国约有 3800 多万人饮用苦咸水。苦咸水口感苦涩，很难直接饮用，其中的超标盐类和杂质对人体危害很大，如果人们长期饮用这种高矿化度的苦咸水，会引起腹泻、腹胀等消化系统疾病和皮肤过敏，还可能诱发肾结石及各类癌症，严重影响生活质量和身体健康。此外，苦咸水对工农业生产也存在很大危害：在工业生产方面，由于苦咸水中所含有的各类可溶性无机盐的化学性质都较活跃，那些以水为重要生产原料的化工工业、饮食工业、电子工业等的发展将受到严重限制；在农业灌溉方面，苦咸水会使土壤的团粒结构变坏，影响土壤的透气性能、保水性能，同时，长期灌溉苦咸水，会造成农作物不能正常生长，甚至死亡。

如能把这部分含盐量高的苦咸水开发利用起来，既可提高苦咸水地区居民的生活质量，又可补足这些地区淡水资源匮缺的问题。

二、电渗析苦咸水淡化方法

对苦咸水进行脱盐以满足生活用水或工业用水含盐量要求的过程称为苦咸水淡化。苦咸水淡化的方法有许多种，包括蒸馏法、电渗析法、反渗透法以及纳滤技术等。蒸馏法就是把苦咸水加热使之沸腾蒸发，再把蒸汽冷凝成淡水的过程。蒸馏法是最早采用的淡化方法。蒸馏法的优点是结构简单、操作方便、预处理要求低、水质纯度高；缺点是能耗高，设备较笨重，防腐要求高，热交换器表面易结垢等。电渗析法是在直流电场的作用下，离子透过选择性离子交换膜而迁移，使带电离子从水溶液和其他不带电组分中部分分离出来的一种电化学分离过程。其优点是药剂耗量少，环境污染小，操作方便，易于实现机械化、自动化。缺点是产水率低，水资源浪费严重，对有机物、胶体、细菌、悬浮物等不带电荷的物质不具有去除能力，因而作为饮用水处理方法不甚理想。

反渗透是利用反渗透膜选择性地只能通过溶剂（通常是水）而截留离子物质的性质，以膜两侧静压差为推动力，克服溶剂的渗透压，使溶剂通过反渗透膜而实现对物质进行分离的膜过程。其优点是去除率高，处理过程无相变，操作简单，自动化程度高等。缺点是浓水排放量大，能耗及制水成本较高，没有保留人体必需的微量元素及矿物质。这些缺点将制约着反渗透技术在饮用水处理中的应用。

近些年来，纳滤（NF）作为一项新兴的膜分离技术正逐渐应用于苦咸水淡化，它在最大程度地去除原水中有毒有害物质的同时，保留了适量对人体有益的微量元素和矿物质，因而在饮用水处理中较其他方法更加具有优越性。

三、西沙电渗析苦咸水淡化工程

1. 工程概况

1981 年我国在西沙某岛安装了 200m³/dSWED 淡化装置（图 5-5），这是当时世界上最大的 SWED 工程，由上海化工学院设计，国家海洋局杭州水处理中心负责设备制造和安装



图 5-5　西沙某岛安装了 200m³/dSWED 淡化装置

调试，解决了岛上军民长期饮水难的问题。

2. 设计原始资料

海水含盐量 35000mg/L，设计经电渗析除盐后淡水含盐量 500mg/L，设计淡水产量 200m³/d。

3. 工艺流程及主要设备

200m³/dSWED 淡化工程工艺流程如下：

海水→预处理→电渗析（ED）除盐→脱硼树脂除硼→饮用水

电渗析设备全部采用国产离子交换膜及零部件。淡化站的主要特点如下：

① 电渗析部分采用一次式连续脱盐流程，即 10 级 ED 串联，将海水含盐量从 35000mg/L 逐级脱盐，最终淡水（产水）含盐量降至 500mg/L。

② 装置的运行稳定性依靠合理的操作参数控制，运行过程中不加入任何化学药品。

③ 电渗析脱盐部分直流电耗为 12kW·h/m³ 淡水，动力耗电为 4kW·h/m³ 淡水，合计总耗电为 16kW·h/m³ 淡水。

④ 根据饮水卫生的要求，安装了脱硼离子交换设备，使用了 546 型硼特效树脂，将原水中硼含量 4.6mg/L，降至产水中的 0.5mg/L 以下，是世界上唯一配有脱硼树脂的海水淡化工艺。

电渗析（ED）装置规格为：

尺寸	400mm×1600mm×0.93mm 双层聚丙烯编织网隔板
离子交换膜	国产聚乙烯异相阴、阳离子交换膜；氯纶均相阳膜作为抗氯膜
电极	2mm 钛涂钌环形电极
组装方式	200 对/台和 300 对/台
脱盐方式	2 组 10 级连续一次式
单级脱盐率	40%
水回收率	30%
系统压力	<0.25MPa
耗酸	少量或不用

4. 运行情况

1981 年 5 月开始运行，ED 各级运行操作数据如表 5-1 所示。

表 5-1　西沙 200m³/dSWED 淡化站运行数据

序号	级别	电流/A	电压/V	压力/MPa			流量/(m³/h)			含盐量/(mg/L)		水温/℃
				淡水	浓水	极水	淡水	浓水	极水	进水	出水	
1	1	155.0	162							30876	24277	
	2	158.0	162	0.107	0.097	0.103	10.4	10.0	7.5×2	24277	16583	
	3	148.0	162							16583	9711	
2	4	75.0	110							9711	6275	
	5	55.0	110							6275	3860	

续表

序号	级别	电流 /A	电压 /V	压力 /MPa			流量 /(m^3/h)			含盐量 /(mg/L)		水温 /℃
				淡水	浓水	极水	淡水	浓水	极水	进水	出水	
3	6 7	36.0 27.0	75 75	0.124	0.105	0.110	9.0		7.5×2	3860 2700	2700 1650	
4	8	17.0	70							1650	1090	
5	9 10	9.5 7.0	60 60				8.4			1090 710	710 450	

5. 经济效益

1981 年运行时，每立方米淡水成本为 4.16 元，而船运淡水成本为 20.7 元/m^3 淡水，且船运淡水受气候影响难以保证供应。

所用电源由柴油发电机提供，每吨柴油发电可制得淡水 200m^3，可见其经济效益和社会效益十分显著。

四、纳滤膜在苦咸水淡化中的应用现状

采用纳滤膜制取饮用水在国外已很普遍。在美国目前已有超过 100 万吨/天规模的纳滤膜装置在运转，其中最大的纳滤脱盐软化装置位于美国佛罗里达州，日产水量为 15.1 万吨 (2002 年)。在沙特阿拉伯，SWCC 公司成功地开发出了纳滤作为海水淡化的预处理技术，用于脱除硬度和总溶解固体。在我国，将纳滤技术广泛应用于工程实践的条件还不成熟，尚处于尝试阶段，主要问题是国产纳滤膜的性能指标不过关。我国首套工业化大规模膜软化系统——144t/d 纳滤膜淡化苦咸水制备饮用水示范工程，由国家海洋局杭州水处理中心设计，于 1997 年 10 月在山东长岛南隍城建成投产。

总之，纳滤膜独特的分离性能，使得它在饮用水处理领域的优越性已逐渐为人们所认识，但由于膜成本较高和应用经验不足等原因，国内在此领域还处于起步阶段，随着研究工作的逐渐深入和实用化水平的不断提高，纳滤膜淡化苦咸水技术将会得到进一步发展，纳滤膜的应用前景将会更加广阔。

第三节　蒸馏法海水淡化技术与工程

一、概述

1. 海水淡化的现状

海水淡化是通过设备或装置去除海水中的盐获得淡水的工艺过程，海水淡化的方法分为热法和膜法。经过数十年的发展，海水淡化工艺技术得到了长足发展，建设规模和市场格局也在逐渐发生改变。已经能够比较经济地通过对海水、苦咸水和再生水的脱盐大规模生产饮用淡水。

近十几年来，我国已建成或待建的海水淡化项目已达 20 多项，其形式多样。我国开展海水淡化的研究、建设和运行已经多年，积累了一些经验。

2. 海水淡化的意义

随着地区经济的迅猛发展，淡水需求量持续增长，而淡水资源总量是有限度的，一味地索取势必会造成当地淡水资源更加短缺，为此，开发第二水源的意义就变得十分重大。

大自然给予了丰富的海水资源，利用海水淡化来解决淡水资源匮乏的问题，前景十分广阔。如果利用海水淡化来解决电厂用水问题，开辟第二水源，不仅符合我国关于沿海地区积极利用海水淡化的产业政策，而且可为当地储备淡水资源，保证当地居民和工业用户的淡水需求，支持当地经济的可持续发展，具有良好的社会效益。

二、海水淡化的方法原理及技术性能

海水淡化技术的种类很多，但适于产业化的主要有热力淡化法和海水反渗透法（SWRO）。热力法主要有多级闪蒸（MSF）、低温多效（LT-MED）和压汽蒸馏（TVC 和 MVC）等技术。

1. 多级闪蒸蒸馏法

MSF 是蒸馏法海水淡化最常用的一种方法，在 20 世纪 80 年代以前，较大型的海水淡化装置多数采用 MSF 技术。大港电厂二期工程引进了美国的多级闪蒸（MSF）海水淡化装置，是我国第一套大型的海水淡化装置。

MSF 装置的优点是设备单机容量大、使用寿命长、出水品质好、热效率高。但由于装置浓缩海水的最高操作温度在 110℃左右，对传热管和设备本体的腐蚀性较大，必须采用价格昂贵的铜镍合金、特制不锈钢及钛材，因此设备造价高。另外，为了减轻结垢和腐蚀，对进入装置的海水加酸和进行脱气（脱除 CO_2 和 O_2），因而也增加了造水成本。

2. 低温多效蒸馏法

低温多效海水淡化技术是指盐水最高温度低于 70℃、采用低温横管喷淋技术的淡化技术。低温多效蒸发器是将一系列的水平管喷淋降膜蒸发器串联布置，管内是加热蒸汽，喷射器把海水均匀喷淋在横管热交换器的管束上方，在横管表面形成薄膜流下，在此过程中海水得到除气并部分蒸发，热交换效率高。加热蒸汽被引入第一效，其冷凝热使几乎等量的海水蒸发，通过多次蒸发和冷凝，后面的蒸发温度均低于前面一效，从而得到多倍于蒸汽量的蒸馏水，最后一效的蒸汽在海水冷凝器中冷凝。第一效冷凝液返回锅炉，而其他效及海水冷凝器的冷凝液收集后作为产品水。

低温多效海水淡化装置的运行温度小于 70℃，远远低于 MSF 装置的 110℃，所以其能耗和管壁腐蚀及结垢速率均较低。与 MSF 相比，其设备本体和传热管的材质要求也较低。

3. 压汽蒸馏

压汽蒸馏的淡化工艺同低温多效（MED）蒸馏法，不同的是压汽蒸馏应用热耗非常低的热泵，用压缩蒸汽作为蒸发器热管束的加热蒸汽，是一种高效的蒸馏淡化法。压缩可采用蒸汽喷射器，称为热压缩（TVC）；或采用机械蒸汽压缩机，即机械压缩（MVC），是仅仅依靠电能的淡化技术，只要有电，就可以生产淡水，由于受压缩机的限制，其单台装置的容量较其他蒸馏装置小。

在低温多效（LT-MED）海水淡化装置系统中，如提供的加热蒸汽压力较高，为提高产水比，一般常采用 LT-MED 和热压缩（TVC）结合的淡化装置，即低温多效加蒸汽喷射器的淡化装置（MED+EC）。

4. 海水反渗透淡化技术

由于RO膜材料的不断改进和膜价格的下降，海水反渗透（SWRO）系统越来越引起人们的关注，现已成为蒸馏法海水淡化系统的主要竞争对手（详细在第四节介绍）。目前在世界上已有许多使用一级海水反渗透系统从海水制取饮用水的海水淡化厂，以及采用海水反渗透SWRO装置加离子交换方式制取锅炉用水的实例。我国大亚湾核电厂6000m^3/d、山东威海电厂2500m^3/d、大连华能电厂2000m^3/d等海水反渗透淡化系统已运行多年。2005年大唐王滩发电厂25920m^3/d海水反渗透SWRO投运，2006年浙江玉环发电厂34560m^3/d海水反渗透SWRO投运，2007年华能营口电厂二期9600m^3/d海水反渗透SWRO投运。

海水反渗透（SWRO）系统所需的能量决定于进水的含盐量、系统的浓缩倍率、进水温度及产品水的水质，其能耗一般为9～10kW·h/m^3，若有能量回收装置，则所需能耗为3.0～4.5kW·h/m^3。反渗透海水淡化应用30年来，能耗降低了2/3。

5. 主要海水淡化技术性能对比

根据国际淡化界的观点，主要海水淡化技术性能对比汇总见表5-2。

表5-2　主要海水淡化技术性能对比汇总

比较项目	海水反渗透法 SWRO	蒸馏法		
		高温	低温	
		MSF	MED和TVC	MVC
产水纯度	300～500mg/kg	<10mg/kg	<10mg/kg	<10mg/kg
操作温度	常温	约110℃	<70℃	<70℃
原料水预处理	要求高	不需要	要求低	要求低
淡化消耗能量	电能	热能、电能	热能、电能	电能
电耗	3.0～4.5kW·h/m^3	4.0kW·h/m^3	1.5kW·h/m^3	0.5kW·h/m^3
热电综合能耗	3.0～4.5kW·h/m^3	8.5kW·h/m^3	5.5kW·h/m^3	6.3～10kW·h/m^3
原料水利用率	35%～55%	12%～25%	15%～40%	15%～40%
腐蚀结垢倾向		较大	较小	较小
建造材质要求		要求高	要求低	要求低

对海水淡化技术比较后得出：

① 海水反渗透（SWRO）与蒸馏法（MED、MVC）相比，在产品水纯度上是有区别的，根据不同用水水质要求，可选择适宜的海水淡化方案。

② 海水反渗透（SWRO）消耗电能；MED主要消耗热能。从综合利用能源角度看MED可利用电厂余热热能。

③ 海水反渗透（SWRO）装置的进口范围比蒸馏法（MED、MVC）小，设备投资省，能量消耗低（采用能量回收装置后），建设周期短。

④ 无论海水淡化规模是大型、中型、还是小型，海水反渗透（SWRO）都适合，而多级闪蒸（MSF）、低温多效（MED）等适合较大型的海水淡化系统。

⑤ 投资：10000m^3/d蒸馏法海水淡化装置投资约8000万元，同样规模全膜法反渗透海水淡化装置投资约4000万元（就淡化装置而言）。反渗透海水淡化装置的投资仅为蒸馏法海水淡化装置投资的一半。

⑥ 经济性：对于2台日产25000t海水淡化装置，采用蒸馏法海水淡化工艺的造水成本

为5.3～5.9元/吨淡水（就装置本身而言），采用反渗透法海水淡化工艺的造水成本约为4.0元/吨淡水。反渗透法海水淡化方法具有明显的经济效益。如考虑到应用热法可能对发电机组发电效率的影响，则从经济上反渗透优势更为明显。

三、电厂海水淡化系统

1. 工程概况

华能营口电厂，一期工程已建成2台前苏联进口320MW超临界燃煤发电机组，分别于1996年1月和1996年12月投产，二期工程建设2台600MW超超临界机组，分别于2007年9月和10月发电。电厂循环水采用海水直流供水系统，锅炉补给水和部分工业水采用海水淡化取得，一级海水反渗透出力为9600m³/d。海水淡化用海水夏季取自循环水泵出口水，冬季取自循环水排水。

2. 设计基础资料

华能营口电厂的海域位于渤海湾内，海水水质分析见表5-3。

表5-3 海水水质分析

样品编号及名称	营口电厂坝西北侧海水		采样日期	2004年10月19日	
项目	检测结果	单位	项目	检测结果	单位
外观	半透明		氢氧根	0.00	mg/L
CODMn	11.44	mgO_2/L	碳酸氢根	164.7	mg/L
pH值	7.76		碳酸根	0	mg/L
电导率	63000	μS/cm	硝酸根	150	mg/L
Na^+	11000	mg/L	硫酸根	2317	mg/L
Cl^-	18000	mg/L	全固形物	43124	mg/L
全硬度1/2(Ca+Mg)	115.56	mmol/L	溶解固形物	—	mg/L
Ca^{2+}(以CaO计)	479.36	mg/L	全硅(SiO_2)	4.39	mg/L
Mg^{2+}(以MgO计)	1968.8	mg/L	溶硅(SiO_2)	1.01	mg/L
全碱度	2.70	mmol/L	铁(以Fe_2O_3计)	0.19	mg/L
酚酞碱度	0	mmol/L	铜(以CuO计)	0.03	mg/L
备注	水样温度:17℃				

3. 工艺系统的描述

综合多方面因素考虑，华能营口电厂海水淡化系统采用了海水反渗透（SWRO）淡化技术。

(1) 系统工艺流程

海水淡化系统主要包括预处理系统、海水淡化反渗透系统，锅炉补给水处理系统主要包括淡水反渗透系统以及离子交换系统。完整系统工艺流程如下：

海水→反应沉淀池→清水池→双室多介质过滤器→双室细砂过滤器→海水保安过滤器→海水高压泵→海水反渗透装置及能量回收装置→一级淡水箱→一级淡水泵→淡水保安过滤器→淡水高压泵→淡水反渗透装置→二级淡水箱→二级淡水泵→离子交换系统

(2) 运行控制指标

① 反应沉淀池　单台设备出力700m³/h，原水浊度为50～800NTU时，出水浊度小于5NTU。



② 过滤器系统出水水质

双室双层滤料过滤器

正常出力：145m³/h

最大出力：200m³/h

双室细砂过滤器

正常出力：88m³/h

最大出力：120m³/h

出水水质：SDI≤4

浊度：≤1NTU

③ 海水淡化反渗透系统

单台设备出力：100m³/h

系统脱盐率：一年内≥99.5%

　　　　　　三年内≥99%

系统回收率：≥40%

④ 二级反渗透系统

单台设备出力：80m³/h

系统脱盐率：一年内≥97%

　　　　　　三年内≥95%

系统回收率：≥80%

四、海水淡化系统的运行状况及特点

1. 海水淡化系统的运行状况

华能营口电厂海水淡化系统自2007年4月底经调试并投入运行至今，海水淡化系统的运行一直是稳定的。表5-4为整套系统各单元水质实测数据。

表5-4　系统各单元出水水质表

测　　点	单　　位	平均值
进水温度	℃	20.2
反应沉淀池出水	浊度(NTU)	5
细砂过滤单元出水	浊度(NTU)	<1
	SDI	<3
一级反渗透单元	进水电导率(mS/cm)	7000～9000
	产水电导率(mS/cm)	360～410
一级反渗透进口压力	MPa	4.7～5.0

可以看出，通过一年多的运行实践，各项产水指标基本上达到了设计要求。

2. 海水淡化系统的特点

该工程海水淡化系统的特点可以分为设备材料选择、工艺系统及布置、节能减排的措施三个方面。

(1) 设备材料选择

① 关键设备选用　海水反渗透膜组件均采用DOW公司的优质膜产品；反渗透压力容

器采用美国 CODELINE 公司的产品。

海水增压泵及海水高压泵采用德国 KSB 公司的优质产品（HGMRO3/7 及 RPH100-180）。

能量回收装置采用美国 ERI 公司的 PX 系列产品。

② 材质选择　由于该海水淡化系统输送介质的特殊性——海水的强腐蚀性，设备及管道材料的选择均加强了对防腐性能的要求。

所有管道、阀门及附件均根据接触介质的性质选择材料，并考虑相应的压力和温度的影响。

(2) 选择合理工艺系统及布置

系统设备的布置在满足安全运行，方便检修的前提下，尽可能做到合理、紧凑，以减少各种介质的能量损失。

(3) 节能减排的措施

海水淡化系统在节能上的措施主要有三个方面：一是海水淡化系统用水冬季取自循环水排水，这样不仅可以节省海水压力提升的电能，还可以充分回用该部分水的余热；二是将海水反渗透（SWRO）方案的一级反渗透浓水能量通过能量回收装置进行回收，降低能耗；三是为系统中主要水泵设置变频装置，进行变频控制，节约能耗。

由于水温对反渗透装置的产水流量影响较大，即水温每变化 1℃，在进水压力不变的情况下，其产水量大致增减 2.7%。如果进水水温降低，在系统条件不变的情况下，将导致产水量的下降。为了保证在低温情况下反渗透出力不变，该工程海水淡化系统高压泵采用变频控制，改变进水压力，以保证反渗透系统足够的推动力，从而保证系统的产水能力。

设置能量回收装置的主要目的是反渗透的浓水能量得到回收，降低能耗，从而降低运行成本。反渗透系统高压泵能量回收装置采用美国 ERI 公司的压力交换式 PX 能量回收装置，其回收效率较高，可达到 95%，其高压出口采用变频的增压泵控制流量。

总之，华能营口电厂是我国东北地区第一个万吨级的采用膜法海水淡化的电厂，具有冬季海水温度偏低的特点，同时还采用了常规预处理。通过一年多的运行实践，各项产水指标基本上达到了设计要求，但仍然存在一些问题需要我们进一步的关注和研究。目前营口电厂的海水淡化系统是安装于我国最北边的一套系统，温度的问题是系统能否正常稳定运行的重要指标。虽然采用了高压泵的变频控制及冬季用水取自循环水排水，但温度相对还是偏低，这对反渗透膜是一个考验。一级反渗透产水虽然含盐量不高（约 400mS/cm），但主要成分为氯化钠，溶液缓冲性差。由于产水除用于锅炉补给水外，还要用于全厂工业及生活水，而工业及生活水设备及管道大部分采用碳钢材质，是否会有腐蚀的危险还待时间的考验。

第四节　反渗透海水淡化技术与工程

一、反渗透海水淡化预处理评述

海水淡化是指将含盐量为 35000mg/L 的海水淡化至 500mg/L 以下的饮用水。利用海水淡化技术从海水中制取饮用水已成为人们取得淡水的一种重要手段。



1. 反渗透海水淡化预处理

由于海水，特别是水温相对较高的表层海水，不仅硬度偏高，而且含有各种微生物，容易对反渗透膜表面造成污染，导致产水量和脱盐率下降、组件压差增大、膜的使用寿命降低等问题。我国已经投入运行的规模较大的海水（苦咸水）淡化工程有浙江省嵊山镇的500m³/d反渗透淡化工程、浙江省嵊泗县马迹山的350m³/d反渗透淡化工程和辽宁省长海县的1000m³/d反渗透淡化工程，其中有两个工程的设备供货是引进器件的国内成套，说明国内已经基本掌握了海水反渗透淡化工程的设计、供货、安装、调试等相关技术。然而也暴露出了包括预处理工艺还亟待改进或提高等在内的一些问题。SWRO中给水的预处理是影响工程安全稳定运行及反渗透经济性的最关键因素之一。

目前在水处理领域使用的反渗透膜通常有卷式醋酸纤维素膜、卷式复合膜和中空纤维式聚酰胺膜等。不同的反渗透膜对进水的水质要求有所不同。但反渗透的预处理需要考虑的因素是一样的，一要防止悬浮物、胶体及微生物对膜和管道内部的污染与阻塞，二要防止难溶盐的沉淀结垢。

在确定海水淡化给水预处理工艺流程时，主要考虑待处理的海水水质选择合适的处理工艺，同时考虑使用地点、方式、管理水平以及海水淡化膜的性能等因素，做到既降低成本、简化操作，又能满足反渗透进水的水质要求。NF技术具有操作简单、节能高效、分离迅速等特点，已成为海水淡化、超纯水制造、食品工业、环境保护等诸多领域中的一个重要操作单元。

2. 万吨级反渗透海水淡化工程工艺概述

日产万吨级反渗透海水淡化装置设计由两个单机组成，每个单机产水能力为5000t淡水/d，装置采用计算机控制，包括自动控制系统、参数自行调节、数据自动采集、自动报警及联锁保护，通过通信接口，可实现远程监视和操作。

反渗透海水淡化制水工艺分海水取水、预处理、反渗透脱盐淡化和产品水后处理四大部分：

(1) 海水取水系统

可根据工程建设地区的地质地貌，采用直接取水，由海水集水井和取水泵房组成。集水井建于码头堤坝外侧，海水靠渗透进入集水井。取水泵房内装有真空泵和取水泵，通过真空泵抽出海水吸水管中的空气，然后启动取水泵将海水通过引水管送到厂区。

(2) 预处理系统

海水预处理由投加液氯杀菌灭藻；表面接触混凝和机械过滤去除海水浊度；投加还原剂脱除余氯；投加硫酸调节海水pH值，防止在海水淡化过程中出现难溶性无机盐类沉淀结垢；最后海水通过保安滤器过滤，防止水中细小颗粒进入反渗透膜装置。

(3) 反渗透脱盐部分

反渗透脱盐部分是海水淡化系统的关键部位，主要由高压给水和反渗透膜堆组成，利用反渗透膜的特性，在高压下将淡水从海水中分离出来。此次能量回收采用了美国能量回收公司生产的PX-120能量回收器，将反渗透膜堆排放浓水90%～95%的能量回收，大大降低了生产淡水所需的电耗。反渗透海水淡化采用多组件并联单级式流程，膜元件为美国陶氏公司生产的高性能反渗透海水淡化复合膜元件SW30HR-380，其元件平均脱盐率为99.6%。

为了提高系统运行的可靠性和机动性，首期5000m³/d海水淡化系统实行整体设计、按单机配置。但在工艺配置上分为两个系列，即整个系统既可按单机运行，产淡水5000m³/d，又可按单系列运行，产淡水2500m³/d。

(4) 产品水后处理

反渗透海水淡化系统产出的淡化水储存于产品水池，然后通过产品水供水泵向用水点供水或与市政供水并网。由于海水淡化产出的产品水同时用作生活饮用水和工业用水，系统设置了产品水 pH 调节和加氯杀菌设备。

(5) 示范工程达到的主要技术经济指标

① 单机产水量：(5000±200)t/d (13℃)。

② 水回收率：35%～40%。

③ 吨水能耗：反渗透海水淡化装置能耗<3.0 度；

反渗透海水淡化系统能耗<3.5 度（含海水取水、海水预处理）；

反渗透海水淡化工程能耗<4.0 度（含产品水供水）。

④ 产品水水质：符合 GB 5749—85 国家饮用水水质标准，TDS<500mg/L。

该项目在实施过程中，吸取了国外反渗透海水淡化工程的经验和教训，借鉴了嵊山日产 500t 反渗透海水淡化示范工程、长岛和嵊泗日产 1000t 反渗透海水淡化示范工程的成功经验，采用了压力交换能量回收技术。从国情出发，既体现工程技术的科学性、先进性，又顾及了工程建设的实用性、经济性。

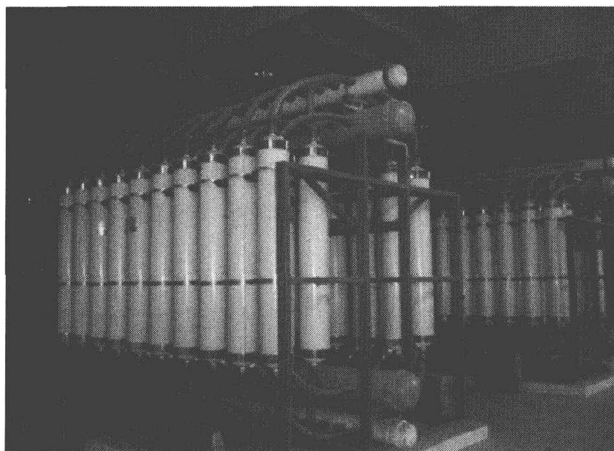


图 5-6 沧化 18000m³/dBWRO 淡化工程 PVC 生产装置

二、沧化公司淡化工程

1. 工程基本情况

沧化公司为全国最大 PVC 生产装置，为解决企业发展免受水资源的限制，虽然浅层地下水（井深 50～250m）储量丰富，但水质恶劣，需要脱盐淡化。见图 5-6。

2. 设计原始资料

原水水质如表 5-5 所示。

表 5-5 原水水质指标

项　目	数　值	项　目	数　值
K^+、Na^+	3500.32	Ca^{2+}	272.99
Fe^{3+}	0.26	SO_4^{2-}	1071.18
Cl^-	6618.75	I^-	0.74
NO_2^-	0.003	HPO_4^{2-}	0.027
暂时硬度	462.45	负硬度	11.40
可溶 SiO_2	10.33	悬浮物	42.81
硫化物	0.06	COD	1.83
Mg^{2+}	640.63	Fe_2O_3	0.70
NH_4^+	0.11	Ba^{2+}	0.26
HCO_3^-	573.76	Sr^{2+}	7.19
F^-	1.84	NO_3^-	0.07
全硬度	3317.93	永久硬度	2678.81
总碱度	470.52	TDS	12402.25



产水水质如下（mg/L）：

Ca^{2+} 1.2；Cl^- 109.0；Mg^{2+} 2.7；Na^+ 70.9；TDS 203.6；pH 值 5.6。

产水能力 18000m³/d，回收率>65%。

3. 工艺流程及主要设备

沧化 18000m³/dBWRO 淡化工程工艺流程如图 5-7 所示。

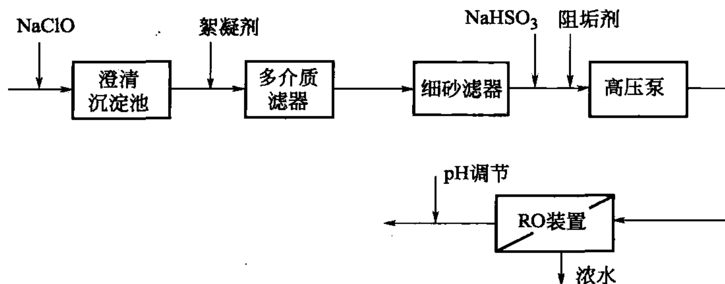


图 5-7 沧化 18000m³/dBWRO 淡化工程工艺流程图

(1) 预处理

根据有关水文地质资料介绍，局部水井的浊度较高，井水在室内放置 4～24h 后浊度高达 40NTU。因此原水进入 RO 前设置集水、澄清沉淀池，以使原水与大气接触，并得以澄清沉淀。由于原水中含有微生物，在预处理前先加 NaClO 2mg/L，以杀灭细菌，同时防止微生物的滋生。杀菌后的水加入絮凝剂（聚合氯化铁 5mg/L）进行絮凝，接着进行过滤。过滤系统分别设置多介质过滤器和细砂过滤器两级过滤系统，参照国内外过滤的运行情况，多介质过滤器的滤速选取 10m/h，细砂过滤器的滤速选取 5m/h，控制其出水水质达到 RO 的进水要求：即 SDI<3，Fe<0.05mg/L，CODMn<1.5mg/L，pH 值 2～10。预处理反冲洗水采用经多级过滤后和防垢处理的 RO 浓水，从而使原水量降至最低，使系统具有较高的回收率。

(2) RO 系统

由于淡化系统采用 RO 复合膜，耐氯性能只有 1000mg/(L·h)，而过滤器出水通常余氯含量在 0.1～1.0mg/L，故需在过滤器出口加 $NaHSO_3$ 3mg/L，以还原水中余氯，使游离氯含量小于 0.1mg/L，满足 RO 组件的进水要求。

① 预处理系统　原水系地面河水，预处理系统由国内自行设计，其工艺流程为：

前池河水→生水泵→生水预热器→机械加速澄清池→重力式无阀滤池→GRP 水箱加药，主要是加氯、PAC 和聚丙烯酰胺助凝剂

EDR 淡水送入 2 台 50m³ 淡水箱，供一级除盐加混床进行深度除盐后，用作超高压锅炉补给水。

② AquamiteXX-6/2 型 EDR 装置　AquamiteXX-6/2 型 EDR 装置是由供水机架、电源和程序控制自动控制柜和膜堆组三部分组成。

a. 供水机架　该钢制机架上装有给水泵、浓水循环泵及其管道阀门系统，10mm 精密过滤器、排除毒气箱、风机和就地仪表盘等。

(a) 精密过滤器　2 台，每套 50m³/h 装置各配备 1 台，外壳为 GRP 制成，内装 22 根长 76.2cm，孔径为 10mm 的滤芯。

(b) 给水泵及浓水循环泵　每套装置各配备 1 台，给水泵的功率为 30kW，浓水循环泵

的功率为 15kW。

(c) 管道及阀门　浓、淡水和极水管路全部为聚氯乙烯（PVC）管，每套装置配置了五个电动三通阀，一个电动两通阀和一个压力调节阀，以及控制极水的两个电磁阀，所有这些阀门、管路全部装配在同一钢制底架上。

(d) 极水箱及排水风机均装在水力机架的上方，极水箱用来汇集 6 台膜堆排出的极水，然后通过一根溢流管集中排放至地沟。排风机用于排除极水箱内的氯、氢和氧气，极水箱为封闭式 PVC 箱体，体积仅有 150L，电渗析装置运转时极水箱必须保持负压状态，排风机排出的气体通过风道排至室外。

(e) 就地仪表盘布置在水力机架的一个侧面，盘上装有压力表及流量表用于监控进水、浓水、极水的压力和浓水的组成，进水流量和浓淡水间的压力表。

b. 膜堆　每套 $50m^3/h$ 装置共有 6 个单独的膜堆，分成两列并联，每列为三级串联使用。每台膜堆均由 500 对阴阳离子交换膜及相应的浓、淡水隔板组成，水平放置，按一定顺序上下重叠排列起来。阴、阳离子交换膜及隔板的尺寸均为 457mm×1016mm，阴、阳离子交换膜为均相膜，膜内有纤维网增强，膜的厚度为 0.5mm，但是紧靠电极的两张膜均为阳离子交换膜，其厚度为 1mm。隔板为冲格式低密度聚乙烯，隔板厚度为 1mm，即由两张 0.5mm 聚乙烯隔板用胶黏结在一起制成。而紧靠电极的极水隔板的厚度为 3mm。

每台膜堆上下各有一张钛镀铂平板式电极、一个重约 450kg 的金属顶板及一个由支架支持的金属底板，整台膜堆靠 6 根垂直螺栓紧固起来，为了防止触电和美观，每台膜堆四周用四张化妆板罩起来。

c. 电源及程序自动控制柜　每套 $50m^3/h$ EDR 装置配有一个电气程序自动控制柜和两个可控硅整流器，电气控制柜布置在两个硅整流器中间，正面盘上方装有总电源开关，盘的中间部位装有一个具有 104 个组件的凸轮定时器用来实现整套电渗析装置的逻辑动作，包括自动启停，倒极冲洗以及排除不合格产水。此外盘面上还装有电导率指示及控制器以确保产水的水质。

每套整流器供给一列膜堆中三个单独膜堆的直流电输出，它可以根据各级膜堆需要的直流电压不同而分别供电。并且还可以根据需要调整整流器柜内的分接开关，来调节三级膜堆的电压以适应原水水质变化后的调整。

美国 Ionics 公司提供的 Aquamite 装置的膜堆、水力机架及电气柜都是预先装配好的，并且在出厂前已调试完毕，因此当设备运至现场后，仅仅是和水、电、气源就地连接即可完成。此外，还提供了浓水加酸系统及用于定期酸洗膜堆的酸洗系统的全套设备，这些设备被安装在另一个单独的房间内。

4. 运行情况

河水经常规处理后，作为 EDR 系统的原水储存于 $180m^3$ 内衬玻璃钢的混凝土水池内，由 EDR 的给水泵升压到 0.6～0.7MPa，经过一台 10mm 级精密过滤器过滤，再通过一个压力调节阀使滤出水压力恒定在 0.455MPa。当过滤器进、出口压差超过 0.084MPa 时，系统将发出报警信号，需更换过滤器的滤芯。

经过滤后的水分成三股水流，即 ED 给水、浓水系统补给水和极水，此时两股主要水流入膜堆，即淡水隔室的给水和浓水再循环两股水流。为了使 EDR 正常运行，进入第一级膜堆的入口水压力维持不超过 0.35MPa。如淡水或浓水两股水流中有任何一股水压过高或过低，则 Aquamite 装置将会自动停止运转。

进入膜堆的给水要流经串联的三个单级膜堆，使其逐渐脱盐变成淡化水。每个单级膜堆



的标准脱盐率为50%，每级的压力降为0.084MPa。在每个单级膜堆内淡水或浓水分别流入500对不同的隔板中去，由于每张隔板均有曲折的水流通道，因而增加了水流的扰动。扰动着的水流接触阴、阳离子交换膜表面，在外加直流电场作用下，使水中的阳（阴）离子穿过阳（阴）膜，以达到去除水中无机盐的目的。具有曲折通道的隔板可使水流形成紊流，以便打破水中离子浓度形成的浓度梯度，防止形成浓差极化而影响EDR的正常运行。

Aquamite装置运行中淡室和浓室的压差应维持在7472.67～12454.45Pa，以防止膜堆内浓水向淡水的渗漏而影响淡水的水质。在第三级膜堆的淡水出口设置了电导率控制电极，以控制产水的水质，如产水的水质不合格则排入地沟。合格产水送入两个50m³的内衬玻璃钢的碳钢水箱内，以供进一步的化学除盐设备使用。

AquamiteEDR装置为了有效地防止其膜堆结垢，可以通过程序控制器使膜堆内电极的极性及流入膜堆的浓、淡水流每小时自动倒换3～4次。为此，在装置的浓水及淡水入口分别设置了四个电动三通阀，来切换EDR装置的进、出口的浓水和淡水水流方向。每倒换一次电极极性及水流方向的全过程约需1.5min，在此期间不合格的产水被排入地沟。由于石景山地区河水中含有较高的碳酸氢盐，为了提高EDR装置的回收率和防止膜堆结垢，还需要连续地向浓水再循环管道中加入浓盐酸，为此美国Ionics公司为该厂的EDR装置配备了浓水加酸系统，即包括一个容积为0.2m³的浓酸箱、一台材料为PVC的12L/h的小型活塞加酸泵和PVC管路。

每套Aquamite装置上设置了两个电磁阀，用于冲洗电极之用，平均每分钟耗用淡水9.2L。这部分电极冲洗水经过三级膜堆流出后汇集到一个容积为150L的PVC极水箱内，再通过箱内的溢流管溢流到地沟。由于EDR的电极过程会产生氢、氧及有毒氯气，这些气体被极水带进极水箱中，因此设置了排风机将其排出室外。

为了保证设备的安全运行，在水力机架上还设置了紧急事故按钮，以备紧急情况下及时停止EDR的使用。

Aquamite装置运行水量平衡及水质分析如表5-6和表5-7所示。

表5-6 一套Aquamite装置水量分配数据

项　目	水量/(m³/h)	项　目	水量/(m³/h)
产水流量	54.6	EDR装置总给水管	66.61
电极废水	0.546	系统总用水量	60.61
浓水排污	5.46	水回收率/%	90
不合格产水(OSP)	6.0		

表5-7 Aquamite装置的脱盐效果

项目	EDR进水/(mg/L)	产品淡水/(mg/L)	除盐率/%	浓水/(mg/L)
TDS	658	179	72.8	4876
CaO	107.4	17.6	83.6	684.5
MgO	52.1	11.4	78.1	581.2
氯离子	41.0	7.0	82.9	833.0
硫酸根	82.0	9.2	88.8	1221.3
碳酸氢根	335.5	112.9	66.3	1518.9
硝酸根	25.0	1.4	94.4	170
$Fe_2O_3+Al_2O_3$	0.4	0	—	2.5
SiO_2	14.6	8.2	43.8	18
pH值	7.82	8.52	—	7.86
电导率/(μS/cm)	750	220	—	4400

第五节 纳滤技术用于反渗透海水淡化与苦咸水工程

一、概述

纳滤（nanofiltration，NF），是20世纪80年代末期发展起来的一种新型膜分离技术。国外对纳滤膜的研究和应用较早，技术也相对较成熟，国内对纳滤膜的机理和应用研究起步于20世纪90年代，技术力量相对较弱。但纳滤技术在饮用水净化处理，污、废水排放处理，各种水溶液的浓缩和精制领域的优越性已逐渐为人们所认识。

纳滤同反渗透一样，属于压力驱动膜分离过程，它借助外界能量或化学位差的推动，通过膜的渗透作用，从而实现对两组分或多组分混合气体或液体进行分离、分级、提纯和富集。纳滤膜的表层孔径处于纳米级范围，且在渗透过程中截留率大于90%的最小分子直径约为1nm，因此称之为纳滤膜。纳滤膜具有两个显著特征：一个是其截留相对分子质量介于反渗透膜和超滤膜之间，约为200～2000，它的出现弥补了反渗透与超滤之间的空白；另一个是由于纳滤膜表面分离层由聚合电解质构成，对不同价态的离子存在道南（Donnan）效应，从而使得它对无机电解质具有一定的截留率。

纳滤技术在饮用水处理中具有以下特点。①在最大程度地去除原水中有毒有害物质的同时又保留了适量对人体有益的微量元素和矿物质。对 Na^+、K^+ 等的截留率仅为10%～80%，而对 Ca^{2+}、Mg^{2+}、SO_4^{2-} 等的截留率均在90%以上。对有机物、农药、环境荷尔蒙类物质、砷和重金属等有害物质亦具有良好的去除效果。②对不同价态离子的截留效果不同，对二价和高价离子的截留率明显高于单价离子。③能有效脱除消毒副产物及其前体物，对三卤甲烷（THMs）、卤乙酸（HAAs）和可能的三氯乙醛氢氧化物（CH）的平均截留率分别为97%、94%和86%。④纳滤膜比反渗透膜所要求的操作压力要低，一般纳滤膜的操作压力为0.5～1.5MPa，而反渗透膜的操作压力要比纳滤膜高0.5～3.0MPa，此外，纳滤的浓水排放较反渗透要少。

二、纳滤技术用于反渗透海水淡化预处理

由于海水，特别是水温相对较高的表层海水，不仅硬度偏高，而且含有各种微生物，容易对反渗透膜表面造成污染，导致产水量和脱盐率下降、组件压差增大、膜的使用寿命降低等问题。

三、纳滤技术用于水处理国内外概况

近几年来，国内外很多专业人士致力于NF技术应用于SWRO给水预处理和饮用水制备方面的研究和设计，在工程技术上的应用也日渐增多，比较有代表性的有美国佛罗里达州RoyalPalmBeach水厂（1994年8月建成，产水规模236m³/h，采用NF10膜处理地表原水）和法国Jamy水厂（1995年1月建成，产水规模62.5×2m³/h，采用NF70－345膜处理陆地矿井水）等。据1996年9月美国的调查结果显示，美国179家脱盐制饮用水工厂的总装置产水能力中NF膜软化法占31%，位居第二，1992年至1996年的4年中NF软化装置的水处理能力增加了500%，大大高于其他方法。

法国巴黎市郊的Mery－Sur－Oise水厂部分采用了NF膜处理工艺。该厂NF系统于1993年2月正式运行。为了适量保留水中对身体健康有益的离子，1996年该厂开始更换



NF 膜类型，以新型 NF200B 取代原来的 NF70 膜，于 1999 年 9 月安装投产，处理后水质达到预期效果。

近年随着 NF 技术的发展，国外成功开发出了海水淡化的 NF＋SWRO＋MSF 集成技术。海水经 NF 技术预处理后，去除了 80%以上的硬度，TDS 下降了 40%左右，且去除了所有的有机污染物，从而提高了 SWRO 的操作压力和回收率（回收率可达 60%左右），且能保证 SWRO 膜组件的安全、长期稳定运行，大大提高淡化效益。SWRO 过程的浓缩海水硬度低、不易结垢，可再经由 MSF 处理，获得淡水，使全过程的回收率进一步提高到 90%左右。

沙特阿拉伯的 SWCC 公司成功地开发出了 NF 技术作为海水淡化的预处理技术。NF 膜用于脱除硬度和总溶解固体，从而提高海水反渗透的操作压力和系统的回收率，保证膜组件的安全稳定运行。

日本、美国等一些水厂，NF 膜的水体利用率在 80%～90%，操作压力为 0.65～0.89MPa，给水 TDS 400～900mg/L，硬度（以 $CaCO_3$ 计）为 230～350mg/L，透过水20～120mg/L；原水色度为 17～115 度，透过水的色度≤1～5 度，浓缩水可用作深井口注水。

我国把对 NF 过程的研究与开发列为国家攻关的重点方向之一，大大推动了 NF 技术的发展。国内首套工业化膜软化系统——144t/d 纳滤法制备饮用水示范工程，由国家海洋局杭州水处理中心设计，于 1997 年 4 月在山东长岛南隍城建成投产，获得成功。该工程实际运行结果表明，与国内原有的海岛苦咸水淡化技术相比，对高硬度水质进行 NF 膜软化除硬比电渗析法（ED）出水水质优，且自动化程度大大提高，具有技术经济的先进性；与反渗透相比，操作压力低，从而实际能耗较低。

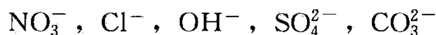
四、纳滤给水预处理的技术优势与影响纳滤膜脱盐效率的因素

1. 纳滤给水预处理的技术优势

纳滤是一种新型分子级膜分离技术，是目前世界膜分离领域研究的热点之一，通常包括以下 6 个方面的内容：①介于 RO 与 UF 之间；②孔径在 1nm 以上，一般在 1～2nm；③截流相对分子质量在 200～1000；④膜材料可以采用多种材质，如醋酸纤维素、醋酸-三醋酸纤维素、芳香聚酰胺复合材料和无机材料等；⑤一般膜表面带负电；⑥对 NaCl 的截留率小于 90%。

NF 膜的最大特征是膜本体带有电荷，这使它在很低操作压力下（仅 0.5MPa）仍具有较高的脱盐率。NF 膜对无机离子进行选择性分离，使得它特别适合于海水的脱盐处理，通常有以下规律：

对阴离子来说，截留率按以下顺序上升：



$$NO_3^-, Cl^-, OH^-, SO_4^{2-}, CO_3^{2-}$$

对阳离子来说，截留率按以下顺序上升：



$$H^+, Na^+, K^+, Ca^{2+}, Mg^{2+}, Cu^{2+}$$

NF 膜对有机物的去除与相对分子质量和分子的空间几何大小有半定量的关系，与分子的化学特性，特别是形成氢键的能力有关，通常情况下，NF 膜对有机物具有良好的去除效果。其对有机物的去除可用优先吸附-毛细孔流理论解释。罗敏等采用美国 Trisep 公司的 h80 纳滤膜进行研究认为，TS80 膜能使色谱质谱峰丰度降低 50%左右。近年出现的 NTR7450，NTR7410，TS60 等膜品种为新型 NF 膜，由荷电性、亲水性好、能阻抗有机污染的原材料（如磺化聚醚砜等）制成，以去除水中有机物为主要设计目的，对有机物的截留

机理主要依赖于有机物的荷电性，不同于传统的软化 NF 膜的机械筛分机理。

另外，有研究表明，NF 膜对细菌和病毒等也具有良好的去除性能；而且不需添加剂；对色度的去除也非常有效。有业内人士预见，微污染原水的 NF 膜处理将是未来的发展方向。

2. 影响纳滤膜脱盐效率的因素

影响纳滤膜脱盐效率的因素有很多，如操作压力、pH 值、离子浓度、温度等。

(1) 操作压力

纳滤是以压力为驱动力的膜分离过程，增大压力有助于膜通量的提高。膜通量包括水通量和盐通量，YamauchiA 等人通过实验得出：盐通量与压力无直接关系，只是膜两侧盐浓度的函数。因此，随着压力的增大，透过膜的水量增加而盐量不变，故脱盐率增大，但与此同时，膜两侧的盐浓度差增大，浓差极化越来越严重，导致盐通量也在增加，使得脱盐率有降低的趋势。这两方面的共同作用使脱盐率增加逐渐变缓，最终趋向于一定值。

(2) pH 值

纳滤膜在制造过程中会常常让其表面带上电荷。pH 值大小的不同不仅会影响膜表面电荷的性质，还会使料液中某些物质的电荷发生改变，从而使这些物质与膜表面电荷相互作用改变而影响膜的脱盐效率。Mänttäri 等用纳滤膜处理造纸厂废水的实验中发现，pH 值对膜截留物质能力的影响较大，增大 pH 值可提高膜的截留能力。

(3) 离子浓度

料液中离子浓度的增加会导致纳滤膜浓水侧的渗透压增大，从而降低有效渗透压力，使通量下降。离子浓度的增加还会使膜两侧浓差极化增大，盐通量增大，从而脱盐率降低。此外，随着盐浓度的增大，溶液中的反离子的浓度也逐渐增大，膜面上的固定基团与同电荷离子之间的电荷效应减弱，使脱盐率下降。Mänttäri 等用纳滤膜处理造纸厂废水的实验中还发现，盐浓度的增加降低了通量并使氯化物的截留率降低。姜华等在 NE 和 HL 纳滤膜的无机盐分离实验中也证实了纳滤膜的脱盐率随离子浓度的增大而降低。

(4) 温度

水是在氢键作用下以缔合体的形式存在的，这种缔合体的大小取决于温度，并且随着温度的升高而变小，此外，温度升高还会使水的黏度降低，使水更加容易在压力作用下透过膜，从而导致水通量的上升。另一方面，盐离子同样以水合离子的形式存在，温度升高使得水合离子的半径也减小，便增大了盐离子的透过率，使脱盐率降低。薛辉在温度对离子截留率的影响实验中发现：温度对各种离子的截留率有一定的影响；不同价态的离子对水温的反应不同。二价离子的截留率随温度的增加变化不大；一价离子的截留率变化的总趋势是随温度的增加而减小。

五、纳滤技术用于慈东自来水厂的工程

1. 概况

慈东自来水厂以浅层地下水作为水源，采用生物接触氧化＋混凝、沉淀、过滤和消毒这四个单元的常规水厂。

随着当地淡水水量减少、海水入侵等状况的发展，水源水质不断恶化，具体表现在以下几个方面：

① COD 指标超标；

② 含有过量的溶解性无机盐；



③ 氨氮指标超标。

以上的情况采用常规的净水工艺很难去除，因而影响到了自来水的正常供水以及人民的生活。

同时在 2006 年 12 月 29 日国家标准委和卫生部联合发布了《生活饮用水卫生标准》。这些标准已于 2007 年 7 月 1 日起开始实施。修订后标准中的指标数量不仅由 35 项增至 106 项，还对原标准的 8 项指标进行了修订，基本与国际饮用水卫生标准接轨，采用传统的净水工艺已不能够满足要求。因此需要对自来水厂的水处理工艺进行改造，增设自来水深度处理单元。

2. 深度处理的工艺选择

深度处理通常是指在常规处理工艺以后，采用适当的处理方法，将常规处理工艺不能有效去除的污染物或消毒副产物的前体物加以去除，提高和保证饮用水质。目前应用较广泛的深度处理技术有：活性炭吸附、臭氧氧化、生物活性炭和膜技术等。

膜过滤技术是通过膜表面的微孔结构对物质进行选择性分离。当液体混合物在一定压力下流经膜表面时，小分子溶质透过膜（称为滤液），而大分子物质则被截留，使原液中大分子浓度逐渐提高（称为浓缩液），从而实现大、小分子的分离、浓缩、净化。

自从 1948 年法国学者 AbbeNollet 首次揭示膜分离现象，到 1952 年美国 Ionics 公司研制成功第一个膜渗析器，由此开创了膜分离技术的新纪元，近三四十年间，膜技术得到了突飞猛进的发展，已经发展成为一项高新技术，并广泛应用在能源、食品、环保等领域，迄今膜分离法在给水行业也得到广泛应用。1987 年在美国科罗拉多州 Keystone 建成了世界上第一座膜分离净水厂。1988 年，在法国的 Amoncourt，建成了世界上第二座膜分离水厂。目前，全世界用膜分离处理工艺的净水厂生产饮用水量为 185.5 万立方米/天。目前全世界约有 50 家大型膜法净水厂，例如：荷兰 Heemskerk 水厂采用 UF/RO 工艺，处理量 6.5 万立方米/天；新西兰 Tauranga 市处理量 3.6 万立方米/天的净化厂；美国 BocaRaton 市处理量 15 万立方米/天的水厂；法国 34 万立方米/天的水厂，为巴黎北部 80 万居民提供饮用水。英国建成的膜法净水厂最大产水量为 8 万立方米/天。在日本，共有 113 座膜分离水厂。

这些数据表明，膜法净水已经成为饮用水的成熟的深度处理工艺，因此在美国，法国，英国，荷兰，新西兰，日本等许多国家得到广泛应用。膜技术在世界上被称为“21 世纪的水处理技术”。近年来膜技术在国内饮用水深度净化方面的应用发展迅速，应用膜法的水厂的运行效果表明，它们优于臭氧-生物活性炭等工艺的优点有出水水质更好、较低的基建和运行费用及易于运行。

对于慈东自来水水厂，由于其盐类、氨氮超标，采用超滤-反渗透双膜处理工艺，能保证生产高质量的饮用水，即使在不投氯消毒的情况下，也可防止在配水管网细菌增殖后造成的二次污染，它还能非常有效地去除致病微生物，如隐孢子虫和贾第鞭毛虫，并能通过反渗透除盐，达到软化水质、改善口感的目的。

因此选择超滤＋反渗透作为深度处理工艺，金科环保工程有限公司经过投标最后取得这个项目，负责深度处理单元的工艺设计、设备供货、土建、设备安装调试指导、售后服务和水质担保。

3. 系统设计

(1) 工艺流程

经过常规处理工艺预处理后的水先进入原水池，然后通过超滤供水泵送入自清洗过滤

器，将可能造成膜损坏的、较大的机械性杂质过滤掉；然后进入超滤装置，大部分的细菌、藻类、胶体物质、大分子有机物和微小（大于 0.025μm）的颗粒物质可以在此去除，超滤产水进入中间水池。反渗透供水泵将中间水池的水先提升入保安过滤器，截留大于 5μm 的颗粒以进一步保护反渗透膜元件；然后经高压泵进入反渗透装置，合格的产水进入清水池，然后通过清水泵供水。

(2) 主要设计参数

膜通量的选择是对投资成本及运行费用影响最大的因素，同时也是影响长期可靠性和操作简便性的重要参数。因此设计通量的选择必须合理可靠以平衡这些因素，这个过程应该是建立在对各方面因素的综合考虑基础上的，并最好进行中试或者参考同类项目的运行经验来决定最佳的通量范围。

该项目水源为浅层地下水，有机污染较为严重，故通量不宜过高，否则会加重膜污染情况，运行能耗也会增加。但也不是通量越低越好，因为如果选用较低的通量需要在系统中设置更多的膜元件来实现，增加的膜元件一方面提高了系统的初期投资，造成不必要的浪费；另一方面也增加了反洗的规模，降低了系统的回收率。

根据公司同类项目的运行经验，最终选定超滤通量为 $75L/(m^2 \cdot h)$，反渗透通量为 $19.5L/(m^2 \cdot h)$。

4. 运行效果

慈东自来水厂从 2008 年 9 月开始运行，已经有一年多的运行时间，运行效果非常稳定且满足生活饮用水卫生标准限值（GB 5749—2006）。

总之，采用膜技术用于自来水厂的深度处理，出水水质好、管理方便。但由于膜元件本身受进水水质、温度等方面影响较大，从而会影响产水量，故应该在运行过程中寻找规律，保证水厂的稳定运行。

六、纳滤技术与建议

当前，纳滤（NF）技术已经成为解决我国沿海地区和世界上许多国家水资源短缺的重要手段，进一步提高淡化效益，降低成本成为新的研究热点。纳滤（NF）技术的出现标志着膜分离法的一个新概念：可以按原水中的各种成分的去除程度要求，订做特定分离性质的膜。从 NF 技术用于水处理在国内外已经成功运行的工程实例来看，NF 膜分离性能好，出水水质稳定，运行可靠，而且能耗低、具有较好技术经济性，用于海水淡化预处理在技术上优势明显。随着高性能膜组件的研制、处理工艺的不断完善和膜污染防治与清洗方法的不断改进，NF 膜在水处理中必将具有越来越大的竞争能力。

目前我国对纳滤（NF）技术的开发和应用还处在初始阶段，而国外有些国家已经工业化应用。因此，我国应加快相关示范工程和技术中心的建设，以促进技术的进步、推广，加速科技成果转化为实际生产力。对海水淡化预处理来说，当前最需要研发的纳滤（NF）膜应该是：抗污染或低污染的、特别是能够抵抗有机物与微生物污染的高通量 NF 膜。此外，研制与开发大型膜组件与膜装置也日益成为研究热点，比如将发电、淡化、制盐和其他产品回收相结合的新工艺、海水综合利用的资源和节能集成系统等。应向开发智能型、处理效率高、能量综合利用、符合技术经济要求的集成型工艺努力。争取早日实现高性能器件和设备的国产化，寻求我国海水淡化技术的新增长点或具有创新水平的自主技术。



第六节　国内外反渗透海水淡化工程实例

一、巴塞罗那反渗透海水淡化工程

西班牙巴塞罗那海水淡化工程为城市消费用水生产生活用水，是欧洲最大的海水淡化处理厂之一，每天生产水量为200000m³。该工厂使用逆向渗透技术。

1. 工程项目与选材概况

西班牙 Protecciones Plásticas（Protesa）公司负责玻璃钢管材和管件的生产、供应和安装，与新 Llobregat 海水净化工厂的中间电压回路和低电压回路一致。Protesa 为入口和预处理线路选择了 DSM 的 Atlac®乙烯基酯树脂，由 UTE（Degrémont-Suez-Drace）设计策划，使用逆向渗透高压除盐加工工艺。

该项目中 Protesa 的范围包括海水抽水部分管材和管件、砂滤器、盐水管、原水抽水泵、抽水线、微过滤系统线、工厂预处理过程中的高压抽水泵抽气机。实际上，工厂提供的所有高架管道均由 Protesa 使用化工焊接接头装配。

全部项目中，不同管道长度约为 15km，为 0.1～2m 直径的集水管和工艺管道。

专门选用了 Atlac 树脂，因为这种树脂可为现有海洋环境和水处理工艺提供优良的耐腐蚀性。Atlac 树脂符合技术需求，操作简单，放热峰较低。此外，这种树脂还可提供饮用水许可证明，是 Protesa 在这一特殊应用领域的核心要求。

玻璃钢管材和管件使用纤维交叉缠绕工艺生产而成，为海水淡化工厂的生产线提供支持和覆盖层。Atlac580 具有特定的力学性能，所以 Protesa 为这一项目选择了该产品。与其他传统材料如钢铁相比，Atlac580 具有竞争优势，如具有防腐蚀的特性，同时还具有乙烯基酯独特的优异特性。此外，Atlac580 极大减少了直接和间接安装费用。

2. 不断变化的需求与解决方案

在这个不断变化的世界环境中，淡水是生活必需品。尽我们所能将水损失减到最小，尽最大努力生产更多生活用水，已经势在必行。

工程师正在寻求有效的解决方案，他们越来越发现玻璃钢是理想的选材。创新型技术如逆向渗透和专用材料如专为海水淡化行业设计的 DSM Atlac 系列产品，此产品贡献突出，从而确保了在未来的竞争优势。

二、浙江马迹山淡化工程

1. 工程概况

浙江马迹山是严重缺水的岛屿，采用反渗透法淡化海水为居民解决了饮水的难题。见图 5-8。

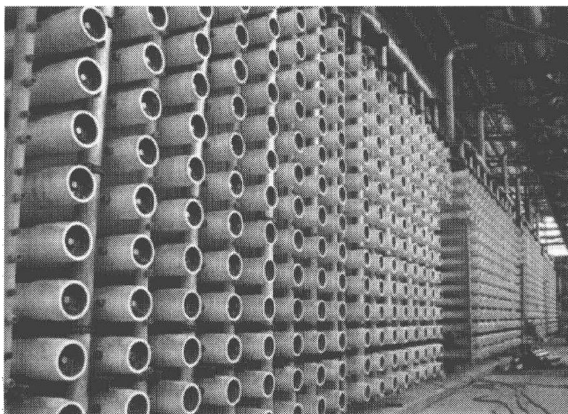


图 5-8　浙江马迹山淡化工程

2. 设计原始资料

海水含盐量为 23000～34000mg/L，经 RO 处理后产水含盐量为 211mg/L。

设计产水量为 350m³/d，回收率为

36%～39%。脱盐率为 99.1%～99.4%。

3. 工艺流程及主要设备

浙江马迹山 350m³/d SWRO 淡化工程的工艺流程如图 5-9 所示。

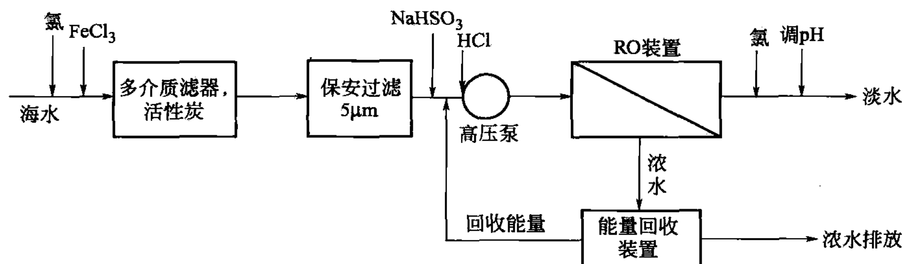


图 5-9　马迹山 350m³/d SWRO 淡化工程流程图

(1) 取水工程

采用开放式从海中取水方式。

(2) 预处理

多介质过滤器、活性炭吸附器。灭菌方式采用电解海水制氯，利用氯消毒灭菌。混凝剂选用 $FeCl_3$，还原剂选用 $NaHSO_3$，阻垢剂选用 HCl，加药系统实现自动控制。

(3) RO 系统

保安过滤器的精度为 5mm 级，高压泵选用高速离心泵。

RO 膜组件选用 ϕ20.3cm，型号为 SWHR30—8040　30 只，膜压力管为 PVU—8040—6，6.9MPa（1000psi），5 个，膜装置排列方式为一级一段。

(4) 后处理系统

设有能量回收装置，透平机型号为 1XHTC225HR，能量回收方式为原水泵后增压。

设有膜清洗及置换装置一套。

4. 运行情况

运行已有 10 年多，情况正常。

三、浙江玉环发电站反渗透海水淡化工程

位于中国浙江省的该海水淡化厂是亚洲最大的海水淡化项目。该工厂由北京赛恩斯特科技有限公司建造，用来为新的电站提供工艺用水。该 OEM 厂商决定在日处理能力为 36000m³ 的玉环海水淡化厂使用 ERI 公司的 PX 能源回收技术，为 2008 年奥运会做了贡献。见图 5-10。

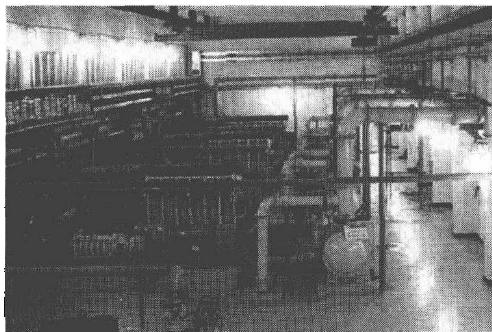


图 5-10　玉环海水淡化厂能源回收技术



四、大连长海海水淡化工程

1. 工程概况

长海县地处辽东半岛东侧的黄海北部海域，由 100 多个自然岛屿组成。淡水资源十分匮乏，严重影响大连市海洋经济的发展。长海县大长山岛 $1000m^3/d$ SWRO 项目始于 1998 年，由天津海水淡化所完成了该项目的可行性研究报告，工程从 1998 年底开始，1999 年 4 月建成并投入运行，1999 年 10 月举行了竣工验收。见图 5-11。



图 5-11 大连长海海水淡化工程

2. 设计原始资料

该工程由国家海洋局天津海水淡化与综合利用研究所承担设计。海水淡化厂建在大长山岛自来水厂附近的高地上，占地 $1200m^2$，距海水取水口约 200m，淡化水可利用重力流入自来水厂净水池内，浓水利用重力直接排回大海。

海水含盐量为 32700mg/L。淡化水产量为 $1000m^3/d$ (15℃)，淡水含盐量为 220～370mg/L，系统回收率 38%～40%。

3. 工艺流程及主要设备

大连长海县 $1000m^3/dSWRO$ 工程工艺流程如图 5-12 所示。

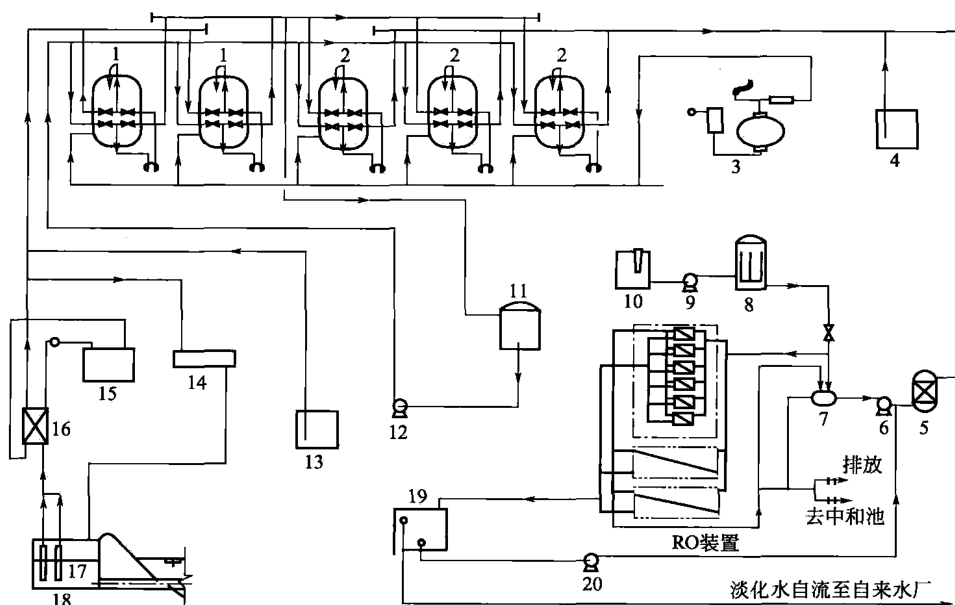


图 5-12 大连长海县 $1000m^3/d$ SWRO 工程工艺流程简图

1—多介质过滤器；2—细砂过滤器；3—罗茨鼓风机；4—亚硫酸氢钠；5—保安过滤器；6—高压泵；7—能量回收装置；8—RO 清洗保安过滤器；9—清洗泵；10—RO 清洗水箱；11—反洗水箱；12—反洗泵；13—絮凝剂；14—NaClO 发生器；15—锅炉；16—换热器；17—海水潜水泵；18—取水井；19—淡水箱；20—冲洗泵

整个工程主要包括如下部分。

(1) 取水工程

长海县大长山岛的母岩主要是岩类（片岩、板岩、千枚岩）、酸性岩（花岗岩、片麻岩）和石英岩及其风化物，没有可利用的过滤砂层。为此采用岸边打井，管道虹吸的取水方式，采用两条 DN300 玻璃钢管道，用敦腔固定，取水口设置隔离网拦截杂质，取水口设在海平面 2m 以下，保证了海水的连续供应。

(2) 海水预处理

预处理效果的好坏是保证 RO 系统长期稳定运行的关键所在。海水中含有大量微生物、细菌和藻类，其繁殖和生长不仅给取水设施带来诸多麻烦，而且会直接影响淡化设备的正常运行。采用 NaClO 发生器电解海水，生成的 NaClO 直接注入海水虹吸管道（2mg/L）。在杀灭细菌的同时，防止和抑制微生物的生长。在岸边设置海水井（直径 7m，井底在海平面以下 4m），在储存海水的同时使泥砂沉淀。

海水由潜水泵提升后，加入絮凝剂进行直流絮凝，经过滤除去海水中胶体和悬浮杂质，降低其浊度。该系统采用 $FeCl_3$ 作为絮凝剂（5mg/L），用多介质过滤器和细砂过滤器两级过滤系统，滤速分别为 5m/h 和 10m/h，控制出水污染指数 SDI<3，海水浊度<1 度，达到 RO 的进水要求。

(3) 海水 RO 装置

RO 膜组件是海水淡化的核心部件，该工程采用 FluidSystems 的 TFC282255—360 卷式组件，该组件脱盐率为 99.6%，产水量为 22.7m³/d，压力容器选用 Codeline 公司产品，型号为 E8S/SP-6W。系统并联设置 18 只压力容器，每个压力容器中内装 6 个膜组件，共用 108 个膜组件，最高回收率可达 42%。

工程中选用美国 APLEX 公司的 RO-261 三柱塞位移泵 2 台，单台流量 72m³/h，最高压力 6.8×10^6Pa。为降低能量消耗，选用具有水力透平结构的能量回收装置 HTC—450HR，一套可回收浓水能量 50%以上。

工艺中设有 5mm 保安过滤器，高压泵进口低压开关和出口高压开关，保证高压泵和 RO 装置安全运行。为防止系统停车时易结垢组分等在膜面上的沉积，设置淡化水自动冲洗装置，在装置停止运转时置换出浓缩海水，防止膜的污染，延长其使用寿命。

(4) 附属工程

经 RO 处理的产水呈微酸性，不宜直接饮用，加 NaOH 将 pH 值调至 6.5～8.5，另外加 1mg/L 液氯以防止微生物污染，然后供给自来水厂使用。由于冬季海水温度偏低，系统中设置燃煤锅炉对海水进行加热，保证 RO 系统的正常运行。

4. 运行情况

SWRO 淡化工程自 1999 年春运行以来，运行稳定，在 2000 年大旱之年保证了岛上居民的正常生活用水。主要运行参数如下：

产水量　1000m³/d（15℃）	RO 本机电力消耗　3.6kW·h/m³
回收率　40%	使用能量回收装置系统节能　32%
RO 操作压力　6.01MPa	产水电导率　511mS/cm
高压泵出口压力　4.08MPa	制水成本约合人民币　6 元/m³ 淡水



第七节　核能海水淡化技术与工程

一、概述

我国科学家提出利用核能作为热源对海水进行淡化，从而为实现大规模海水淡化、解决沿海缺水问题提供了新的思路。

当人们正在为干旱和缺水焦急之时，专家的目光“聚焦”到海洋，海水淡化更加受到人们的关注。不过目前的海水淡化因存在成本高、规模小等问题而受到限制。

核能海水淡化是以反应堆提供能源的海水蒸馏技术，目前世界上已有 11 个核电站安装了海水淡化装置，提供饮水和核电站补给水。在核反应堆技术成熟的条件下，核能海水淡化在技术上已经不存在障碍。

我国许多沿海城市为了弥补供水缺口，采取了从别处调水和开采地下水的办法，但这不仅受到现有淡水资源的限制，而且还会对原有水系和生态环境产生不良影响，如滦河的干涸、沿海城市地面的下沉、胶东沿海土地的盐碱化等。相比之下，核能海水淡化既可满足大规模的供水需求，又无资源限制，还可在严格的控制下实现安全运行，将成为一个新的选择。

核能是一种安全、可靠和清洁的能源，目前世界上还有 400 多个核电站正在运行，核能海水淡化，可以利用低温供热用核反应堆作为热源，技术难度较核电站低，安全性更高。

据悉，核工业正处在全球化发展进程中。西屋、GE、Areva 和 MHI 不断地向国外出售它们的专有技术。技术转让和合作经营也日渐增多，第一个被列入利用核能计划的行业是钢铁，其次是海水淡化项目。

我国科学家已在海水淡化的工艺流程上取得突破性进展，利用多级多效蒸馏结合或压缩多效蒸馏技术，可使造淡水的比例达到目前的 2 倍以上，淡化水成本可降到每立方米 1 元左右，从而为核能海水淡化厂的建立奠定了坚实的经济基础。目前，核工业第二设计院正在对这一方案进行论证。

专家进一步指出，核能海水淡化还有可观的综合利用前景，海水淡化后的高纯度蒸馏水，是很好的工业锅炉用水和核电站补给水；淡化水还可用来制造优质化肥，灌溉水稻和小麦等。

二、世界核能海水淡化的发展

世界范围内的用水危机促进了海水淡化的发展。从 20 世纪 70 年代至今，世界范围内海水淡化的装机容量以每年 6%的速度增长，到 2000 年底，海水淡化的容量已经达到了日产 2320 万立方米。海水淡化需要提供大量的清洁能源。由于我国化石燃料人均储量很少，采用这种能源进行海水淡化的产业空间受到影响，解决清洁能源的最佳供应途径是开发民用核能。中国核动力研究设计院的低温常压池-壳式反应堆（简称：常压堆）专利技术，作为一种专用于海水淡化和城市供热的大型清洁能源，具有技术简单、安全性好、造价和运行费用低的特点，有较强的市场竞争力，是具备良好发展前景的新兴能源产业。

通过对法国、德国、韩国及中国等国企业生产的海水淡化装置的调研、分析、比较，选择了能日产（单台）上万吨淡水的以色列 IDE 公司生产的 LT-MED 低温多效海水淡化大型装置，LT-MED 大型装置有 20～30 年成功的运行历史，该装置目前全世界有 300 多套正在

运行。

核能海水淡化厂（NDP）由常压堆供热系统、海水淡化站（WDS）两大部分组成。常压堆供热系统为一座热功率为245MW的池-壳式低温常压反应堆，它以负压蒸汽为载体向低温多效海水淡化装置（LT-MED）提供低温热源，由LT-MED热法生产高纯度的淡化水。海水淡化站共设置了4台日产淡化水10万吨（每台2.5万吨/天）的低温多效蒸馏海水淡化装置以及相应的取水及其预处理设施。

热量在装置内的传输和装置工作过程为：在反应堆冷却剂出口温度100℃工况下将裂变能转换为热能。在一回路，堆芯的热能通过反应堆冷却剂的强迫循环导出，经主热交换器将热量传递给二回路，再由二回路水通过强迫循环将热量通过二次热交换器传递到三回路。在三回路，二次热交换器二次侧出口产生90℃的热水送至LT-MED闪蒸罐，90℃热水在闪蒸罐内负压下产生72℃饱和蒸汽供海水淡化装置作为热源，蒸汽在淡化装置内放出热量后冷凝为饱和水，并与闪蒸罐的疏水混合，再经给水泵加压送至二次热交换器二次侧进口。LT-MED在72℃饱和蒸汽作用下对海水进行热法多效蒸馏，从而源源不断地生产淡化水。

三、中国核能海水淡化的应用

近几年来，北京北大青鸟新能源科技有限公司、中国核动力研究设计院与国内其他相关单位，通过对我国淡水短缺这一情况和趋势的研究分析、国际国内海水淡化方法的研究比较，以及国际国内核反应堆技术的发展水平等综合研究，在多种方案比较论证的基础上，提出了采用常压堆与低温多效海水淡化装置（LT-MED）相匹配的海水淡化方案。

项目应用范围：常压堆与低温多效海水淡化装置配合可以进行海水淡化。另外，在开发海水淡化之外，同时注意了将常压堆方案略微改动，还可以用于城市供热和同位素生产。简言之，该项目可以用于海水淡化、城市供暖和同位素生产。

核能海水淡化项目的优势主要体现在常压堆、海水淡化装置、二者的接口及其多用途的优势上，具体如下：

1. 常压堆

① 使用成熟技术设计的燃料组件，保证了反应堆具有良好的固有安全性。

② 采用低的冷却剂系统运行参数和水重力加压方式，消除压水堆存在的多种重大事故或减轻了事故的后果，为装置提供了良好的固有安全性。

③ 采用高体积比功率的板翅式热交换器作为主热交换器，显著减小了一回路主设备的尺寸和反应堆厂房尺寸。并保证了设备的可靠性。

④ 在一回路和三回路（用户回路）间设置二回路系统，保证了一回路和三回路系统的有效隔离。

⑤ 采用完全非能动的专设安全设施，靠蓄压水池的水容量和重位压头实现事故后的堆芯应急冷却；靠应急注水箱重力注水和空冷器自然循环通过主热交换器二次侧实现应急余热排出。

⑥ 反应堆本体和冷却剂系统设备布置在地面标高以下，主回路间相互隔离，保证了失水事故安全。

⑦ 采用池壳式总体布置结构，堆芯由一个低压密封的反应堆容器包容，蓄压水池独立设置，通过短管与反应堆容器连接，既保持了靠水重力加压的特点，又保证了放射性物质的包容，同时很好地解决了燃料吊装运输和检修的问题。

⑧ 反应堆冷却剂系统采用强迫循环方式，反应堆冷却剂具有较高的自然循环能力，有

利于事故时的应急余热排出。

⑨ 池壳式的总体布置为采用成熟的水下换料方式创造了有利条件，使换料工艺简化，减少故障，提高可用率。

⑩ 主要设备技术成熟，制造简单，可直接用于商业应用。

⑪ 常压堆核供热系统的这些特点保证了在设计基准事故下，甚至在超设计基准事故下，燃料元件不会烧毁，从而可以保证在任何情况下释放到周围环境的放射性都可以满足不需要厂外干预的要求。

⑫ 常压堆核供热系统全面的设计简化和采用成熟技术，降低了建造和运行费用，使采用核能海水淡化具有较好的经济性和现实性。

⑬ 二次侧出口产生 90℃的热水送至 LT-MED 闪蒸罐，90℃热水在闪蒸罐内负压下产生 72℃饱和蒸汽，供海水淡化装置作为热源，并对海水进行热法多效蒸馏，从而产生淡水。IAEA 认为低温多效蒸馏（蒸馏温度 72℃）是目前最高商业利益的海水淡化装置。国家发改委也非常支持发展低温多效蒸馏海水淡化技术。

2. LT-MED 低温多效海水淡化装置

通过对法国、德国、韩国及国内等国企业生产的海水淡化装置的调研、分析、比较，选择了能日产（单台）上万吨淡水的以色列 IDE 公司生产的 LT-MED 低温多效海水淡化大型装置，它的主要优点是：

① 能大型化，为核能进行海水淡化形成综合规模经济，降低单位造水成本创造了条件。

② 只需要 72℃的低品质蒸汽，这对降低反应堆的设计、运行参数，以及低参数反应堆与低温多效海水淡化装置进行直接耦合带来可能和方便——反应堆供热系统可以在较低的参数下提供热水闪蒸或直接提供蒸汽与 LT-MED 直接耦合，不需要设置如热泵降温等设施（注：目前是三回路，IAEA 认为可以由二回路直接向海水淡化装量供蒸汽或热水，今后核动力院可以在分析论证的基础上使该方案进行简化）。

③ LT-MED 大型装置有 20～30 年成功的运行历史，目前该装置全世界有 300 多套正在运行。

④ 72℃的蒸汽温度参数，又使海水淡化装置中的喷淋、蒸发管束可以采用铝合金，使该装置的材质要求降低，造价相对便宜，同时海水在这个温度范围恰好使管束不易腐蚀，不易结垢，运行寿命长，清洗维护方便。

3. 低温常压堆与低温多效海水淡化装置的组合

该装置可以很好地解决安全性和经济性问题，有望突破制约核能海水淡化产业发展的关键

(1) 大容量低温多效海水淡化装置引进及国产化显著降低了淡化装置造价

低温多效海水淡化装置的最高运行温度在 70℃以下，因此可以采用廉价的铝合金材料代替昂贵的钛合金材料，既解决了海水的腐蚀和结垢问题，又显著降低了设备的造价。目前，该项技术已经成熟，单台最大产水能力已达 40000t/d 以上，一台 25000t/d 的海水淡化装置造价可降低到 1.5 亿元左右，采用国产化制造后，其造价还可进一步降低。海水淡化装置设备造价降低，为降低淡水生产成本创造了有利条件。

(2) 低温多效海水淡化装置低品质的热源需求使采用常压堆核供热系统成为可能

低温多效海水淡化装置所需的热源参数是 72℃饱和蒸汽，因此，核供热系统的反应堆和冷却剂系统完全不必要采用核电站的高温高压，甚至也不需要供热堆的中温中压参数，而

可以选取低温（100℃以下）常压运行参数。从而为解决核能海水淡化的安全和经济性矛盾问题创造了十分有利的条件。

(3) 低温常压堆更有利于解决安全问题和满足更高的安全要求

低温常压堆是在温度低于100℃、压力为大气压或稍高于大气压的参数下运行，其热储能仅为高温高压参数条件下的1/4，事故情况下的质能释放要小得多。此外，低参数条件下可以更多地采用水淹没、水重力以及自然对流等固有的物理特性和非能动措施保证安全。经两年来的初步论证分析，低温常压堆的设计可以实现在所考虑的设计基准事故和超设计基准事故的情况下，不会发生燃料元件烧毁。堆芯熔化和大量放射性释放的概率比大型核电站低1～2个数量级，完全可以满足在大城市附近建造这种核动力堆的安全法规要求。

(4) 低温常压运行参数更有利于降低核供热系统的建造成本

低温常压的运行参数和大量采用非能动安全设施，节省了大量复杂的安全相关的辅助设施，使系统大为简化。所有设备在低温低压下运行，使设备的设计和制造更为简单，造价显著降低。此外，设计充分利用了民用核电站和军用核动力的技术，节省了大量的设备研制费用。这些措施的综合使低温常压堆核供热系统的建造成本显著降低，并可与其他热源相竞争。初步的经济分析表明，核供热系统的单位造价约为每千瓦热功率1500元左右，淡水的生产成本为4～5元/吨。

(5) 低温常压堆核供热系统的研究开发有望推动核能海水淡化产业的发展

低温常压堆核供热系统的设计充分利用了民用核电和军用核动力的成熟技术，不需要大量新技术的研究开发，只需投入一定的研究费用，对关键技术进行设计研究和试验验证，即可达到工程设计和建造的要求。低温常压堆核供热系统具有安全可靠性高、系统简单、运行方便、建造周期短、建造和运行成本低、可以满足动力堆在大城市附近建造的十分严格的安全性要求，很好地解决了长期制约核能海水淡化发展的高度安全性要求和由此带来的高建造成本之间的矛盾。低温常压堆核能海水淡化厂示范工程的建造和运行将为利用核能海水淡化向大城市供水解决水资源短缺问题探索出一条可行的途径，并有望进入国内外市场，使核能海水淡化形成产业化。

该研究开发项目将对开发核能海水淡化市场，开辟和平利用核能的新途径，打造核能海水淡化产业链，形成核工业在核技术应用领域新的经济增长点，促进核行业的多元化发展和可持续发展具有深远的意义。

4. 低温池壳式常压堆

该装置是主要为海水淡化而开发的堆型，同时仍可以用于城市供热和同位素的生产。

四、核能海水淡化的项目所需设备和投资估算

核能海水淡化的规模经济效果是市场占有的基础保证，因此适用于大型工业企业、能源公司、市政当局与权力机关、旅游开发地等用水大户，投产规模8万～20万吨的工程投资与产水成本比例最合理。

下面我们以日产8万吨（纯净度在5mg/kg以下）的核能海水淡化工程为例进行经济估算。

核能海水淡化工程由常压堆、淡化站及辅助设施组成。项目投资估算分为两部分，即常压堆及海水淡化站，将辅助设施分别并入这两部分中。

投资估算中包括：工程前期，反应堆工程，海水淡化工程，辅助工程，工程其他费用，辐照综合利用设施费，首炉燃料费和预备费等。

基础价总投资 82084 万元，其中：常压堆基础价 33884 万元，海水淡化工程基础价 48200 万元。

固定价投资以零浮动率计，同基础价投资。

建成价投资 86009 万元，其中：常压堆建成价 35377 万元，海水淡化工程建成价 50632 万元。

常压堆投资构成如下：合计工程费 24182 万元。其中，设备购置费 13146 万元，占 54.4%；建筑安装费 7574 万元，占 31.3%；其他工程费用 3462 万元，占 14.3%。另外，辐照综合利用设施费用 4000 万元，首炉燃料费用 2316 万元，基本预备费 3386 万元，基础总投资为 33884 万元。

海水淡化工程投资构成如下：合计工程费 42200 万元。其中，淡化装置工程费 35000 万元，占 82.9%；海水取水及预处理工程费 2830 万元，占 6.7%；厂区与厂房、产品水输送、浓水排放和输配电等工程费 2020 万元，占 4.8%；其他费用 2350 万元，占 5.6%。基本预备费按工程费为 6000 万元，基础总投资为 48200 万元。

分析结果为：全寿期平均供热成本为 9.57 元/吉焦耳，全寿期平均供水成本为 2.92 元/吨。

第八节 核能海水淡化供热技术与工程

一、核能的非发电应用

核能的和平利用，除了发电领域以外，在非发电领域也有着广泛的应用。

由清华大学自主研发，中核能源科技有限公司（以下简称“中核能源”）负责产业化推广的一体化全功率自然循环壳式核供热堆（以下简称“一体化壳式供热堆”）技术，可以用于区域供热和制冷、海水（苦咸水）淡化以及水、热、冷、电联供等。

中核能源在中国核工业建设集团和清华大学的大力支持下，经过三年多的充分准备，已经开始在核电和非发电领域，全面推动模块式高温气冷堆技术和一体化壳式供热堆技术的产业化工作。本书主要介绍采用一体化壳式供热堆作为热源，进行海水淡化与供热的技术。

二、城市供热与海水淡化技术的发展趋势

由于节能降耗、减排环保和提高经济性的综合要求，采用常规能源的城市集中供热和海水淡化技术具有以下发展趋势：

1. 大规模供热或海水淡化

城市集中供热朝着单台大容量、高参数锅炉、大规模区域供热发展，200MW 以上的热电联供机组和 40t/h 以上的区域供热锅炉已在北方大城市投入运行，大型供热机组比重将日益增加。热水管网设计最高温度已达 150℃，最大供热半径 20km，最大管径 1400mm；蒸汽管网最高温度已达 300℃，压力一般低于 1.0MPa，最大供热半径 10km，最大管径 1000mm。热源为热电厂的热力管网系统，最大供热面积达到 1200 万平方米；热源为区域锅炉房的热力管网系统，最大供热面积达到 500 万平方米；热源为热电厂和调峰锅炉房联合供热的热力管网系统，最大供热面积达到 4000 万平方米。

海水淡化也是朝着扩大单台装置产能和扩大淡化厂建设规模的方向发展，多级闪蒸单台装置产能已经达到 7.6 万立方米/天，低温多效单台装置产水能力将达到 6.8 万立方米/天，单套反渗透淡化装置产水能力也已达到 1.12 万立方米/天左右。国际上多级闪蒸、低温多效、反渗透海水淡化厂的生产规模分别达到日产 45 万立方米、24 万立方米和 33 万立方米。

2. 热电冷联产和热电水联产

城市集中供热通过热电联产和热电冷联产，获得明显的节能降耗、减排环保、提高热效率和供热质量、增加电力生产供应等综合效益。循环流化床锅炉的热效率大于 85%，分别高于大型区域锅炉房和分散小锅炉房 70%左右和 55%左右的热效率。

海水淡化通过热电水联产也取得良好的综合效益。电水联产的海水淡化厂制水成本在 4.3～5 元/m^3 之间，经济效益明显好于独立海水淡化厂的 6～6.7 元/m^3。

3. 供热能源结构多元化，开始采用洁净燃料

中国目前的供热能源结构趋于多元化，煤炭、燃油、天然气、电能、太阳能、地热等都已经用于供热，但是仍以煤炭为主。供热形式有热电厂、区域锅炉房、分散锅炉房、家庭用小燃煤炉等。部分城市开始发展燃气-蒸汽联合循环发电热电厂，已达到高效、节能、减少污染、提高电网调峰能力的目的。与燃煤火力发电厂相比，燃气-蒸汽联合循环过程用水减少 50%，排放二氧化碳减少 58%，氮氧化物减少 81%，灰尘减少 95%，二氧化硫和炉渣排放减少 100%。

三、核能是大规模供热与海水淡化的理想热源

核供热堆，可以用于城市区域供热和制冷、海水（苦咸水）淡化、中低温工艺水热冷电联供等。

核供热堆作为城市供热和海水淡化的热源，符合城市供热和海水淡化的技术发展趋势和需求，具有以下特点：

1. 可以大规模供热和产水

一座热功率为 200MW 的一体化壳式核供热堆，每天可以向 400 万平方米建筑物供暖，生产约 5400t 的工业蒸汽，在南方地区约可生产 45 万立方米淡化水。可以作为大规模供热、供汽和海水淡化生产的首选。

2. 可以实现水热冷电联供

目前一体化壳式核供热堆已经可以做到城市供热和海水淡化联供，在 5MW 核供热堆上完成了 10 万平方米的冬季供热、夏季制冷运行，并完成热电联供试验。

3. 具有良好的环境效益

用核能作为城市集中供热和海水淡化的热源，可以实现化石燃料排放物和二氧化碳的零排放，减少放射性物质、燃料运输量、燃料储存场地和扬尘，具有良好的环境效益。见表 5-8。

表 5-8 200MW 供热站与化石燃料锅炉房对环境影响的比较

排放物	化石燃料锅炉房/200MW			核供热堆/200MW
	煤	石油	天然气	
二氧化碳/(t/a)	385000		204600	0
二氧化硫/(t/a)	6000	1800		0



续表

排放物	化石燃料锅炉房/200MW			核供热堆/200MW
	煤	石油	天然气	
重金属/(t/a)	0.400			0
氧化氮/(t/a)	1600	619	807	0
烟尘/(t/a)	5000	49.2	30.9	0
灰渣/(t/a)	50000			0
放射性/[mSv/(人·年)]	0.013	低于煤	低于煤	0.0004
乏燃料	0	0	0	约1t/a
燃料运输/(t/a)	250000	100000	108m³	约2

四、一体化壳式供热堆技术的商业目标和新进展

与核电的远距离输送不同，核能海水淡化厂与核供热站需要尽量靠近负荷中心和用户。因此，用于海水淡化和供热的核反应堆应当具有比核电站更高的安全可靠性。同时还要具有良好的经济性。为此，用于非电力领域的核反应堆必须实现以下商业目标才能够进入市场，进入市场后才能够持续发展。

1. 一体化壳式供热堆技术的商业目标

市场对核能海水淡化与供热的总体要求是：技术成熟、先进；安全可靠；经过验证；商业可行。一体化壳式供热堆技术已经满足这些要求。

(1) 技术成熟、先进

由于核能海水淡化与供热的反应堆技术更接近负荷中心和用户，因此要求其应当是基于成熟技术发展起来的先进反应堆技术。全世界现有443座核电机组在运行，总功率为36900万千瓦。还有26座在建。已经积累了10000堆年以上的运行经验，安全记录是良好的。一体化壳式供热堆属于轻水堆，世界上轻水堆核电站占核电站总数的82%，到2006年上半年，轻水堆已经积累了8983堆年的运行经验，技术是完全成熟的。一体化壳式供热堆运行参数远远低于核电站，同时由于采用了一体化、自稳压、全功率自然循环、新型的控制棒水力传动装置、非能动的余热排出系统、双重承压壳等先进技术，保证了核供热堆的安全可靠性。

(2) 安全可靠

对于先进反应堆技术的安全可靠性，包含着对反应堆系统的固有安全性、设备和系统长期运行的安全可靠性两个方面的要求。一体化壳式供热堆的固有安全性体现在以下几个方面：

① 一体化、自稳压和全功率自然循环设计　反应堆主回路系统采用一体化、自稳压和自然循环设计，取消了主泵和主回路管道，大大降低冷却剂压力边界的泄漏概率，可以极大缓解泄漏事故的后果。同时，在结构设计上采取穿管限流措施并对穿管位置合理布置，能在事故工况下保证冷却剂淹没堆芯。这些设计特性可以保证200MW核反应堆在任何设计基准事故工况下，堆芯不会裸露，因此，该堆不必设置应急堆芯冷却系统。

② 非能动安全系统　除了主回路系统实现了全功率的自然循环冷却以外，反应堆最重要的安全系统——余热排出系统也采用了自然循环方式，因此，即使丧失外电源，也可以长期维持反应堆堆芯的可靠冷却。从技术角度看，在示范项目建成运行以后，完全可以取消应急柴油机系统。

一体化壳式供热堆除了上述的固有安全性以外，还采取了以下的多重保护措施：

① 双重停堆保护系统　一体化壳式反应堆控制棒采用水力驱动系统，整个控制棒驱动机构设置在压力壳内，工作介质为反应堆冷却水，在失电和失水的条件下，控制棒将自动落下终止核链式反应，关闭反应堆。同时，该堆还设置了注硼系统，进一步提高了安全停堆的可靠度。

② 中间隔离回路　在反应堆主回路与海水淡化装置（集中供热回路）之间设置中间隔离回路。由于中间隔离回路的压力高于主回路的压力，在主换热器管道破损时，可以防止主回路带放射性的水进入中间隔离回路，从而保障海水淡化装置（集中供热回路）不受污染。

③ 系统简单，设备简化、操作方便　由于一体化壳式供热堆系统简单、设备简化，对于任何设计基准事故，保护逻辑系统一般只自动触发两种动作，即停堆和打开余热排出系统的阀门，不需要操作员干预，从而大大降低误操作的可能性。

(3) 经过验证

一项新技术要融入市场必须保证其是安全可靠的，为了满足这个要求，核供热堆应尽量采用已经取得良好业绩的成熟技术，需要采用的新技术必须经过必要的试验验证。

从 20 世纪 80 年代开始，在轻水堆成熟技术的基础上，一体化壳式供热堆通过“六五”阶段的准备，“七五”、“八五”和“九五”阶段的技术攻关，建成了世界上第一座 5MW 低温核供热试验堆，并开展了热电联供、制冷空调、海水淡化等综合利用技术的研究开发和试验。在 5MW 供热堆的设计研究过程中，共取得 52 项科研成果，攻克 13 项重大关键技术，获得 5 项国家专利，有 7 项技术成果达到国际先进水平，并获得 13 项部委奖和 2 项国家级奖。5MW 供热堆获得 1992 年国家科技进步一等奖，反应堆控制棒步进式水力驱动系统获得 1990 年国家发明二等奖和 1991 年中国专利金奖，是国家确定的重大科技成果产业化项目。

(4) 商业可行

核能的非电力应用，在市场上应能根据需求提供不同的建设规模和产品组合方案；在经济上示范项目能够保本微利，商业项目优于采用化石燃料的同类项目；在环境效益上属于环境友好型。

一体化壳式供热堆技术将形成系列产品，系列 1 可以实现单纯城市供热、单纯低温多效蒸馏海水淡化、淡化水、城市集中采暖和制冷联供。

系列 1 已经完成工程初步设计，依据该方案编写的“大庆油田 200MW 核供热站初步安全分析报告”已通过国家核安全局审查，颁发了建造许可证。在目前化石燃料价格不断升高的条件下，城市集中供热方面经济性已经与区域供热的燃煤供热站相当，好于燃气供热站。海水淡化方面，生产的高纯水成本已经与用自来水生产的高纯水成本相当。

在 5MW 供热堆连续 3 个冬季的供暖运行中，堆的总体性能达到国际先进水平，其供热可运行率高达 99%。

2. 一体化壳式供热堆技术的新进展

继系列 1 之后，目前已经完成系列 2 的优化设计，即将向国家核安全审管当局报审。

系列 2 可以与单纯膜法海水淡化工艺、膜法/热法结合的海水淡化工艺耦合，可以根据市场需求进行淡化水、工业蒸汽、城市供热和制冷联供。由于壳式一体化核供热堆的参数低，发电与核电站相比并不经济，但是在商业电价较高的条件下，生产厂用电成本低于商业电价，对于降低海水淡化总成本仍然具有经济意义。其生产淡化水和工业蒸汽的成本，已经与采用化石燃料和热电联产方式生产的淡化水和工业蒸汽成本相当。

3. 核能海水淡化高技术示范工程

1998年10月，以中国一体化壳式供热堆为热源的摩洛哥10MW核能海水淡化工程预可行性研究，通过了国际原子能机构（IAEA）的审评。

2001年，国家计委将山东核能海水淡化项目列为“高技术产业化示范工程”。2005年，国家发改委、国家海洋局和国家财政部发布的“海水利用专项规划”中，又将“山东烟台核能海水淡化项目”列为重点工程。目前该项目的可行性研究工作基本结束。

第九节 摩洛哥坦坦地区核能海水淡化示范工程

一、概述

淡水资源是人类生存和社会发展的基本条件，目前，北非、中东、中南美洲及亚洲一些国家，包括我国部分地区，存在淡水供给短缺现象。随着人口的增加和经济的发展，未来淡水供给问题已引起广泛的关注。

1989年，国际原子能机构（IAEA）成员国大会决定将核能海水淡化研究列为重要优先课题。此后经多次国际专家会议研究评议，以为我国发展的核供热堆与高温多效蒸馏（MED）淡化工艺相耦合是近期可实现的核能海水淡化技术方案。在IAEA大力推动和支持下，中摩两国决定联合开展在摩洛哥坦坦地区建设核能海水淡化示范厂可行性研究。该示范厂将引进一座中国10MW核供热堆，与高温MED淡化工艺相耦合，日产淡水800m^3。

该项研究的主要目的是论证示范厂技术方案的可行性，特别是分析核能海水淡化的安全性及运行可靠性。通过示范厂水价分析，论证大型核能海水淡化厂的经济性。中方负责该项研究的全部技术方案和经济分析工作，包括厂址和环境影响评价、核供热堆方案设计和淡化工艺选择、反应堆与淡化厂的耦合方式、确保淡水品质和可靠供水的措施、示范厂和大型商用淡化厂投资及经济分析等。

本书将给出该项研究的主要结果，包括核供热堆和淡化厂技术方案、确保淡水安全生产的措施及水价分析结果等。

二、核能海水淡化示范工程技术方案

1. 概述

核能海水淡化示范工程主要包括一座10MW核供热堆（NHR-10）及其辅助系统，一座采用高温MED工艺的海水淡化厂和备用燃油锅炉等其他辅助设施。上述所有装置均在同一厂址内。

该示范厂拟建在摩洛哥南部坦坦地区。该地区人口约6万，经中、摩及IAEA专家考察评审，初步选定两个推荐厂址。两个厂址均不存在妨碍示范厂建造和安全运行的任何因素。环境影响分析表明，NHR-10的运行对环境和坦坦港海域的影响完全可以忽略不计。

NHR-10作为淡化厂的热源，通过主回路-中间回路-蒸汽供给回路输出105～135℃饱和蒸汽。该示范厂主要设计参数如下。

反应堆热功率/MW 10

主回路系统

压力/MPa 2.5

温度（堆芯进/出口）/℃　180/210

中间回路

压力/MPa　3.0

温度（蒸汽发生器出/进口）/℃　130/180

蒸汽回路

温度（饱和蒸汽）/℃　130

流量/(kg/s)　4.37

海水淡化厂

产水容量/(m^3/d)　8000

工艺　高温 MED（竖管）

效数　28

海水温度/℃　25

流量/(t/h)　680

淡化厂采用竖管塔式布置的高温 MED 工艺，共 28 效。新蒸汽在第一效内被海水冷凝后作为给水返回蒸汽发生器。海水被加热并部分蒸发成二次蒸汽，这些蒸汽将作为下一效的主要热源加热蒸发海水。如此蒸发-冷凝过程一直重复至最后一效。第二效以后的凝聚水就是生产的淡水，再经硬度调整，添加人体需要的微量元素及终端检验后输送至饮用水管网。

2. NHR-10 主要设计特点和安全特性

核供热堆是我国自主开发成功的新一代先进反应堆。该堆采用先进堆安全原理和一系列先进技术，具有良好的固有安全特性和非能动安全性，并且系统简化、运行可靠。

NHR-10 是以 1989 年建成运行的 5MW 核供热堆为参考堆设计的。反应堆堆芯放置在压力容器内的下部，主换热器布置在容器内上部环形区内。系统压力由容器内上部自稳压空间的氮分压和蒸汽分压维持。冷却剂流经堆芯吸收热量后，经水力提升段进入主换热器，将所载热量传给中间回路水介质，然后再通过蒸汽发生器向淡化厂提供新蒸汽。其主要设计特点和安全特性如下：①一体化布置，大大降低冷却剂压力边界泄漏概率及其后果；②自稳压设计，利用蒸汽分压原理及渗透非凝聚气体实现各种功率下自稳压运行，省略了复杂的需要加热和喷淋调节的稳压器；③全功率自然循环冷却，无主循环泵，不需要外部动力，简化主回路系统，增加运行的安全性和可靠性；④非能动安全系统，余热排出系统为自然循环冷却，不需要外电源就可保证执行其安全功能，使反应堆处于安全状态；⑤控制棒动压水力驱动，简化堆体结构，排除了弹棒事故，是一种安全、经济、先进的新型驱动方式；⑥冷却剂不含硼溶液，可保证在全寿期内，具有负的慢化剂温度系数，确保堆功率的自保护和自稳定的能力，并且简化了系统，减少了腐蚀，有利于运行安全和退役处理；⑦纵深设防，多重屏障，防止放射性物质外漏；⑧先进的控制、保护系统，操作简便，对任何设计基准事故，保护逻辑只自动触发简单的动作，不需要操作员干预，大大降低误操纵的可能性；⑨运行参数低，设计裕度大，宽容时间长。在瞬态或事故工况下，过程参数变化平缓。

3. 海水淡化工程

淡化厂包括海水提取和预处理、淡化系统、防结垢系统、真空系统、饮用水调制及分配等。

水淡化工艺采用塔式布置的竖管发泡多效蒸馏技术。这是一种高温低能耗的先进淡化工



艺，也是与核供热堆直接耦合的较佳工艺。

淡化系统按两列设计，每列由四塔组成，共28效，日产淡水4080m³。

25℃海水冷凝最后一效的蒸汽，并以逆流方式流过所有预热器，加热至120℃，然后在第一效内被新蒸汽加热蒸发成二次蒸汽，而新蒸汽冷凝后作为给水返回蒸汽发生器。二次蒸汽和高温海水将作为后续各效的热源，通过多次蒸发-冷凝，产出淡水，而浓缩的海水将通过排放设施排进大海。

淡化厂设有除垢系统，除日常加酸防止结垢外，还采用定期吹球的方法防止预热器结垢，用定期加酸清洗方法去除蒸发器的结垢。这些方法均是在线实施的，不会影响淡水的生产。为了保持高的传热效率和各效的压力，还设有真空系统用以去除淡化系统中的不凝聚气体。

生产的淡水还需经硬度调整和添加人体需要的微量元素，以符合饮用水的标准。

4. NHR-10与淡化工程的耦合界面设计考虑

为避免生产的淡水受到放射性物质的污染及供给的保证率，将采取下述技术措施：①在反应堆与淡化厂之间设置3道实体隔离屏障；②中间回路运行压力高于反应堆冷却剂系统压力，以此形成又一道压力屏障，防止放射性水外漏；③中间回路及蒸汽供给系统均设置放射性监测及隔离措施；④中间回路、蒸汽回路和淡化系统均为双列设置，以保证可运行性；⑤选择合适的耦合参数，以保证效率并防止结垢；⑥反应堆和淡化厂均设计成具有良好的自调性；⑦设置备用燃油锅炉，保障淡水供给。

三、投资与经济分析

NHR-10核能海水淡化示范厂总投资约为4300万美元。其中，中方优惠贷款计息按3%，其余出口信贷计息按5%。同时，摩方对该示范站进口关税和增值税等按免税处理。由此算得30年平均淡水生产成本为1.51美元/m³，投资利润率约为8.6%，投资回收期约为12年。如按商用淡化厂条件，即考虑所有税率，同时贴现率按10%、建设期利率按6.5%计，则平均淡水生产成本约为2.8美元/m³，与当地相同规模的燃油淡化厂产水价相当。

为了研究大型商用核能海水淡化厂的经济性，特对200MW核供热堆与日产160000m³淡化装置相耦合的核能海水淡化厂做了经济评价。分析参数按所有税率不免及贴现率为10%考虑。平均淡水生产成本约为1.0美元/m³（表5-9）。

表5-9 NHR-200核能海水淡化厂经济评价

名　称	数值	名　称	数值
NHR-200　基础价/万美元	9728	建造期/月	42
淡化厂　基础价/万美元	16380	经济寿期/年	30
日产水量/t	160000	贴现率/%	10
建设期利率/%	6.5	平均生产成本/(美元/m³)	约1.0

四、海水淡化工程结论

① 该核能海水淡化示范厂采用低温核供热堆与高温多效蒸馏工艺相耦合的设计，不存在影响项目实施的技术障碍。

② NHR-10是以NHR-5为参考堆设计的，具有良好的固有安全特性和非能动安全性，完全满足IAEA对核安全的要求。该示范厂运行绝不会污染环境和危害公众安全。

③ 高温竖管式MED工艺具有较高的效率并与核供热堆参数匹配较好，故选择该先进工艺，淡化厂与核堆耦合界面的设计措施可确保淡水生产的品质。

④ 对坦坦地区两个推荐厂址的研究表明，不存在妨碍示范厂建造和安全运行的任何因素。

⑤ 该示范厂的淡水生产成本与该地区相同规模的化石燃料淡化厂产水价相当。分析表明，200MW热功率大型淡化厂（日产淡水16万立方米）产水成本将低于1美元/m^3。

第十节　太阳能和风能海水淡化技术与工程

一、概述

由于工业的不断发展，城市化进程加快，人口不断增加，人们对于水资源的需求量越来越大。然而，由于环境污染等因素，可直接利用的水资源却越来越少。将海水淡化，使其成为取之不尽的水资源是解决未来水资源短缺的重要渠道。海水淡化的一个重要制约因素是其高能耗。实践表明，在所有海水淡化技术中，反渗透法（RO）是最经济的。即便是这种最经济的反渗透法，其成本的45%也是来自于能耗。尽管随着技术的不断提高，常规发电成本将会有所降低，但寻找可替代的能源仍是海水淡化的关键。

海上风资源丰富，具有风速大、相对稳定的特点，风能是海水淡化的重要能源选择。国际上利用风能进行海水淡化的国家主要有西班牙（Canary Islands海水淡化厂）、希腊、墨西哥、挪威、澳大利亚、荷兰等。

二、技术发展现状

风能海水淡化主要有2种形式：①风电海水淡化（分离式）；②风力直接驱动海水淡化（耦合式）。

最近，荷兰Dem大学研究出一套风力直接驱动反渗透膜海水淡化装置，其优点是省去了“机械能—电能—机械能”转换过程，提高了能量利用效率，并简化了系统结构，但该技术方案每套装置自成一套系统，不适于大型海水淡化厂。其原因是海水淡化厂对海水质量要求较高，对海流、生态等也有一定要求。大型海水淡化厂往往需要几十台乃至几百台风力机组，延绵几十千米，每套装置的取水点相距较远，海水质量、海流条件和生态情况等很难同时满足每台机组的要求。图5-13所示为澳大利亚的一个海上漂浮式风力海水淡化厂，也是一种耦合式的海水淡化装置。

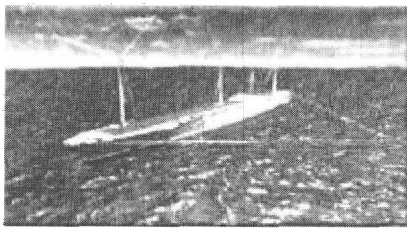


图5-13　漂浮式风力海水淡化

分离式海水淡化的风电可以并入电网，也可以不并网作为独立能源直接为海水淡化厂供电。最近，美国GE公司对这2种供电方式的风电海水淡化厂进行了系统理论和实体模型研究，实体模型由风力发电机系统（装机容量1.5MW）、RO系统、能源回收系统和能源储存系统等组成，研究内容包括：①2种供电方式对海水淡化成本的影响；②分析联网方式对不稳定风能的适应性和对输出淡水质量的影响；③寻找优化海水淡化厂规模、评价海水淡化厂效益、规范海水淡化厂运行的一般方法。在该项研究中，对RO系统的状态参数、功率变



化、风机状态进行了全面检测，分析各系统在不同水泵转速、不同阀门位置、不同连接方法、不同海水水质条件下的极限值。GE 的研究结果表明，将风力发电并入电网式的海水淡化厂的淡化成本更低一些。在电价为 12 美分的情况下，风电并网式海水淡化厂的造水成本约为 0.77 美元/m^3，而独立风电海水淡化厂的造水成本约为 1.11 美元/m^3。同时，GE 还试验对比分析了不同海水淡化形式的经济性能。在风电装机 1.5MW 情况下，RO 海水淡化厂产水能力为 5500m^3/d，而蒸馏式海水淡化厂产水能力仅为 1350m^3/d。

风电的一个重要特点是其随机性（或不连续性），风电并网后，会对电网产生负面影响。同样，即使风电不并网而直接为海水淡化厂供电，其淡水产量也不稳定。难以保证城市的稳定可靠供水。解决这一问题的方法有很多，主要有：蓄水池法、蓄电池法、抽水蓄能法等，目前第一种方法用得较多。最近，德国著名风电公司 Enercon 投入大量资源进行了基于风力发电的海水淡化研究，并取得了很大进展。设计并生产出以反渗透海水淡化技术为基础的新型可变负荷运行的风电海水淡化装置（工作原理如图 5-14 所示），成功地解决了因风电不稳定而在独立为海水淡化系统供电上的限制。

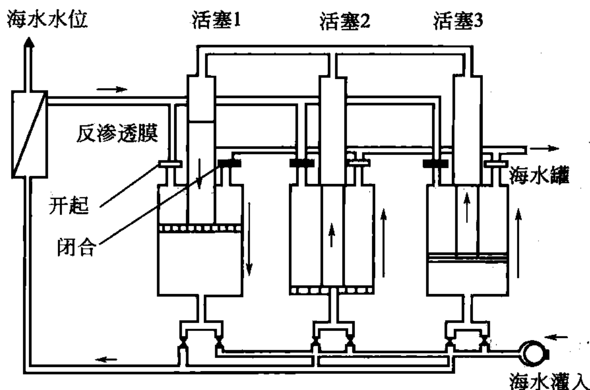


图 5-14 德国 Enercon 公司海水淡化设备工作原理

其成果和创新主要集中在 2 个方面：一是新型高效的能量回收装置；二是负载功率和产水量可连续调节。该项技术显著降低了海水淡化的能耗和成本，同时也大大降低了风电独立海水淡化的难度和技术风险。该系统已经在挪威 Utsira 进行了运行测试。

三、应用实例

1. 西班牙加那利群岛海水淡化系统

加那利群岛（Canary Island）位于非洲西北，大西洋东部，由 13 个火山岛组成，面积 7273km^2，人口约 200 万，是著名旅游胜地。全境属亚热带地中海式气候，年平均降水量为 300mm，蒸发量高，海水淡化是岛上日常淡水的主要来源。从 20 世纪 60 年代以来，全岛共建有采用不同技术的海水淡化厂 34 座，其中反渗透法（RO）30 座，蒸馏法 3 座，电渗析法 1 座。截至 2001 年，最大日淡化能力达 331800in^3。随着技术的不断进步，单位产水能耗逐渐减少，已从 20 世纪 60 年代 12kW·h/m^3 下降至目前约 2.64kW·h/m^3。

21 世纪初，在欧盟的资助下，西班牙的科技人员在这个岛上兴建了一座独立风电海水淡化厂，对比研究了 3 种不同的海水淡化技术（RO 法、压缩蒸汽法和电渗析法）对风电波动性和随机性的适应性问题，其中 RO 法共采用 8 组 RO 系统，每套 RO 系统产水能力为 25m^3/d。研究表明，3 种技术都可用于独立风电海水淡化，其中 RO 在技术和经济上最佳。该系统一个重要特点是它不需要柴油发电机、电池、抽水蓄能等常规储能装置或设备来平衡和消除风电的随机性和波动性的影响，只需配备一定转动惯量的飞轮来抑制风机输出功率的快速波动，系统即可正常运行。整个独立电网由 2 台 230kW 的风机供电，当风速达到启动风速时，风机开始启动，并优先加速飞轮。（与飞轮相连的）同步电机与飞轮一起为独立电网提供基本频率保证。当电网频率达到 52Hz 时，若风机输出功率足够大，将启动第一组

RO 系统；若发电功率仍足以支撑另一组 RO 系统，则启动下一组 RO 系统；依次类推，直到所有 RO 系统都已投入运行。在系统运行过程中，若风电输出功率过剩，则优先通过加速飞轮蓄能；其次是调整迎风角以降低发电输出功率。若风电输出功率仍过大，则关闭其中一台或多台风电机组。当风速降低时，首先通过变桨增加风机输出功率；若输出功率仍偏小，则利用飞轮储能进行弥补。当飞轮转速低至电网最低频率 48Hz 时，若风机输出功率仍不能维持已连接 RO 系统的正常运行，则关闭其中一组 RO 系统；若还不能实现功率平衡，则继续关闭更多组 RO 系统，直到所有 RO 系统均已停止运行。实验结果表明，采用以上运行策略的独立风电 RO 海水淡化系统在不进行能量回收情况下单位产水耗电量为 7.5kW·h/m^3。

2. 挪威阿奇若岛风力海水淡化系统

挪威阿奇若（Utsira）岛风力发电厂可能是目前世界上唯一的独立于电网的大型风力发电系统，该系统建于 2004 年，由德国 Enercon 公司设计。整个系统包括：①Enercon 风机；②柴油发电机组；③主同步装置；④用于控制频率的飞轮蓄能装置；⑤蓄电池装置。柴油发电机组主要用于当风速波动过大或风速过小而供电不足时保证电厂的正常供电。主同步装置和飞轮蓄能装置的作用是尽可能地减少柴油发电机组的启动。在一般情况下，主同步装置和飞轮蓄能装置可保证系统的稳定运行，不需柴油发电机组投入工作。对于引起风机功率快速波动的阵风，飞轮储能装置可以起到稳定电网的作用。蓄电池装置主要用于平衡长周期的供电用电不匹配。当用水（或用电）低谷时，多余的电用来为蓄电池装置充电；而当用水（或用电）高峰时，仅靠风力发的电不能满足供电要求，蓄电池装置会自动放电进行功率补充。除了蓄电池装置之外，作为试验，Utsira 岛风力发电厂还安装了一套电解槽装置。当风电过剩时，富余电力用于电解制氢，用于低风速时段发电。整个系统比较复杂，由一套能源管理系统进行统一管理。

各部件的运行状态信息会及时传送到远在德国奥尔赤（Aurich）的 Enercon 公司控制中心，由该中心根据系统运行情况自动对其进行必要的调整和管理。

Utsira 岛海水淡化系统采用 Enercon 公司开发的产品，整个系统由 4 组反渗透膜（RO-Unit）组成，每组产水能力为 7.5～15m^3/h，系统最大产水能力为 1440m^3/d。因系统采用 Enercon 专门设计的能量回收装置，产水耗电量很小，仅 2～2.8kW·h/m^3。

3. 风力海水淡化系统小结

利用风力进行海水淡化的形式有 2 种：分离式和耦合式。目前分离式较多，分离式又分非并网式和并网式。在分离式中，厂址的选取很重要：既要满足海水水质、水流、生态、环境的要求，又要具备相对稳定，风速较大的风场。由于风速的随机性，对于非并网式的风力海水淡化厂，如何稳定电能输出（或淡水输出）是关键。常用的方法有：蓄电池储能、飞轮储能、电解制氢储能、柴油发电互补、抽水蓄能等。本章介绍了 2 种独立电网风能海水淡化形式：一种是采用飞轮进行功率平衡；另一种是利用柴油互补发电平衡。

第十一节　海水淡化工程与海洋环境

一、浓盐水影响海洋环境、海水淡化当走盐化工路线

我国已经成为海水淡化全球发展最快的地区之一，预计到 2015 年海水淡化能力将提升



到150万～200万吨/天，未来5年海水淡化投资规模预计达200亿元左右。面临着海水淡化工程大发展的契机，天津、大连、营口、唐山、青岛等环渤海沿海城市已纷纷规划建设大型海水淡化工程。但是，在日前召开的2011青岛国际海水淡化与水再利用大会上，有专家提醒，我国环渤海地区属于内海，海水流速慢，不具备海水淡化后浓盐水向深海排放条件；专家同时建议，实现海水淡化规模化，出路在于走盐化工路线。

一般中东国家的海域都是把浓盐水通过高压泵排入深水区10多米。但是，环渤海与我国东海以及中东的海域不一样，我国的东海以及中东的海域海水流速快，直接外排浓盐水影响还不大，环渤海水循环太慢，浓盐水排放后直接影响生物的生存。

环渤海水流与外海交换时间是60年，海水淡化后的浓盐水直接外排后，不断浓缩，浓度会越来越大。因此，环渤海地区海水淡化后的浓盐水更需要处理。渤海近海海滩地势平缓，且水深较浅，海水交换能力较差，不具备向深海排放条件。渤海主要生物适宜生存的盐度上限是33‰～36‰，当盐度超过40‰时，一些生物将会灭绝。

近年来，由于入海径流的减少已经导致渤海湾海水盐度升高了11%～15%。如果把高盐水直接排入渤海湾，必将影响渤海海域的生态环境，可能会使部分对盐度敏感的海洋生物如鱼卵、仔鱼死亡。

海水淡化温排水对近岸海域水温升高的影响还会导致某些浮游生物急剧繁殖和高度密集，可能出现“赤潮”现象，造成海洋生物大量死亡，自1980年以来，渤海赤潮频繁发生，周期越来越短，面积越来越大。迄今为止，赤潮总数超过300次，其中最长的一次竟持续了72天。

目前，我国搞海水淡化的公司，包括搞总承包的公司仅是关注海水预处理、淡化脱盐这两个工艺，对淡化后浓盐水的处理并不关注。

目前，各地土地紧张，工业占地和园区建设等原因导致制盐面积不断缩小，谁都不愿意（利用浓盐水）制盐。低成本摊晒制盐的土地或盐池并不具备，如果用蒸发制盐的办法，吨盐的成本就要达到350～400元，比井矿盐的生产成本都高。

但是曹妃甸新区阿科凌海水淡化项目，浓海水用作三友集团纯碱生产的原料，每年可处理利用浓海水1800万立方米，节省原盐60万吨，节约水资源1000万立方米，大大降低了海水淡化和盐化工产业生产成本。由于具有成本优势，三友自己出钱修建了管网。

二、海水淡化浓盐水排放与海域环境产生影响

随着海水淡化技术的进步，海水淡化作为可持续开发淡水资源的手段在越来越多的国家如火如荼地发展起来。然而，现行海水淡化方法水回收率较低，热法海水淡化装置的水回收率为15%～50%，膜法海水淡化装置的水回收率仅为30%～40%，其余大部分海水经淡化后浓盐水被直接排回大海。在脱盐过程中加入的化学药剂、产生的腐蚀产物、吸收的热量等的排放必将对近海海域环境和生态产生影响。而且，随着淡水需求的增加、海水淡化规模的增大，其影响程度必将加剧。因此，大规模海水淡化可能引发的环境问题引起了国际社会越来越多的关注，包括海水淡化浓盐水排放对环境的潜在影响与海水淡化浓盐水合理排放等。

总之，不同地区海水淡化浓盐水排放对环境的影响程度是不同的。这取决于海洋水体环境（深海学、深度、潮汐、海浪、洋流等）、海洋生物的敏感度以及海水淡化类型、规模、辅助设施等条件。深入了解海洋环境和优化海水淡化工艺，可以降低海水淡化过程对环境的负面影响。此外，海水中化学资源丰富，主要包括钠、钾、镁、溴、硝、锂、铀等，提取各类化学元素及其深加工产品，实现海水淡化的零排放，不仅可以解决海水淡化对环境的影响

问题，而且具有相当高的经济效益。综合利用海水化学资源，提高海水淡化水回收率，结合海水制盐技术，实现海水淡化零排放，形成海水淡化和海水化学资源综合利用产业链，是海水淡化产业社会可持续发展的主要方向。

1. 海水淡化对环境的影响

海水淡化对环境的影响主要包括两个方面：海水淡化对社会环境的影响和浓盐水排放对海洋环境的影响。

(1) 海水淡化对社会环境的影响

目前，热法海水淡化能耗高，能量利用率低，造成能源的大量浪费。RO 膜法海水淡化需要采用高压泵，消耗大量的电能。研究表明，每产 $1m^3$ 的淡水，MSF、MED 和 RO 能耗范围分别为 24～36kW·h、18～30kW·h 和 3～6kW·h；同时 MSF 和 MED 热法海水淡化还应包括 1.2～4.5kW·h 的动力消耗，而对于无能量回收装置的 RO 装置，能量消耗更大。除耗能的影响外，海水淡化设施与厂区建设占据部分海岸线，而且海水淡化厂还需要相应的辅助设施，导致海岸向工业区发展，破坏自然景观，沿岸地区的土地价值降低；大量用于输送海水和浓盐水的管路埋设地下，管道腐蚀或渗漏会污染地下蓄水层。此外，RO 膜法海水淡化中需采用高压泵，噪声大。而热法海水淡化为防止结垢与腐蚀必须进行脱气，脱出的 CO_2 直接排入大气，用于发电与蒸汽锅炉的煤炭燃烧也会产生大量 CO_2 气体，造成大气污染。

(2) 浓盐水排放对海洋环境的影响

热法海水淡化过程中，部分海水经预热后直接排放，会造成海洋环境的热污染。并且，MSF 的最高盐水温度一般为 90～110℃，海水必须进行杀菌、降浊、脱碳、脱氧、加缓蚀剂、阻垢剂、消泡剂等一系列的预处理，残留的化学药剂最终进入排放系统，会对海洋环境造成影响。此外，系统中结垢与腐蚀产物随清洗剂一起进入排放系统，也会对海洋环境造成影响。RO 膜法海水淡化过程水回收率低于 40%，浓盐水排放量大；RO 膜的进水要求高，必须对原料海水进行杀菌、降浊、软化、中和等一系列严格的预处理；RO 膜需要频繁的物理或化学清洗。海水预处理试剂和清洗剂等随着浓盐水直接排放都会对海洋环境和海洋生物造成一定的影响。

以下将从排放盐水的组成、盐度、热污染、腐蚀产物、化学清洗剂 5 个方面分析浓盐水排放对海洋环境和海洋生物的影响。

① 排放盐水的组成　现行的海水淡化方法水回收率较低，50%～70%的进料海水经浓缩后排放至海洋。从 RO 与 MSF 海水淡化过程排放浓盐水的典型性质，一般可以看出，浓盐水的组成中，化学药剂的排放是影响海洋环境的关键因素。

海水淡化预处理中用到的主要化学药剂有：杀菌剂、混凝剂、阻垢剂、缓蚀剂、消泡剂、还原剂、酸碱等。而这些药剂及其副产物最终随浓盐水排放到海洋中，严重破坏了海洋环境。

预处理过程中常用的杀菌剂有液氯、次氯酸钠等，由于 RO 膜组件易被氧化，所以进料水在进入 RO 系统前必须进行中和余氯的处理。因此，只考虑热法海水淡化中氯的排放。多数 MSF 装置出口浓盐水中氯的浓度为 0.2～0.45mg/L。Höpner 等考察了红海北部排放浓盐水中氯含量对海洋环境的影响，按氯的排放浓度为 0.25mg/L，回收率为 10%计算，红海北部海域每天氯的排放量达 2708kg。

浓盐水排放后，氯浓度会由于降解和物理稀释过程而有所降低，但是即使是低浓度的氯

对水生生物也有一定的危害。首先，氯是一种强力杀生剂；其次，氯与海洋中有机物反应可形成大量的氯代副产物，这些氯代有机物对水生生物是有害的。

多数海水淡化厂采用混凝剂（如氯化铁、硫酸铝）和助凝剂（如阳离子、阴离子聚合电解质）来降低原料水中悬浮物含量。混凝产物导致过滤器堵塞后，采用预处理后的海水反洗，每天反洗后的泥水混合物未经处理便排放到海洋中去。这些物质毒性低，但是会使海水的浊度升高、透光性降低，可能会对深海生物造成一定的影响。

此外，海水淡化过程中常用的缓蚀阻垢剂、消泡剂和还原剂多为含磷的有机或无机化学品，随浓盐水排放至海洋中，可能会导致水体的富营养化，尤其是在半封闭的海湾区域。半封闭海域与外海自然交换和自净能力弱，有机物含量增大，导致海水化学需氧量（COD）增大、浊度升高。

② 盐度　排放浓盐水的盐度约为天然海水的两倍。大洋中海水平均盐度在 33000～37000mg/L。但是，由于蒸发速率高和淡水汇入量小，加上海水淡化厂的浓盐水排放，导致部分地区的海水盐度远远超出了平均值，如阿拉伯海湾地区达 45000mg/L，地中海和红海地区也达 41000mg/L。已有研究表明，按照我国 2010 年规划的海水淡化规划量计算，所产生的排海浓盐水会导致我国胶州湾地区局部海域盐度和高盐度水域面积明显增加。

浓盐水的排放导致海洋盐度的增加，而且半封闭海域海水更新速度慢，使盐度分布不均。过高的盐度对一些耐盐性差的海洋生物可能是致命的，并且长期的高盐度与盐度分布不均，可能会引起海洋生物的物种组成与分布的变化。

③ 热污染　冷却水系统排放的海水伴随着一定的热量排放，这会对海洋环境造成一定的热污染。亚热带海洋生物一般适应 20～30℃的温度。人们认为 30℃是许多水生生物能够承受的上限温度，尤其是对海洋生物的幼虫而言。海水淡化 RO 系统浓盐水排放温度比环境温度高 3～5℃，而热法海水淡化排放浓盐水的温度比环境温度高 3～15℃。2000 年以来，阿拉伯海湾海水最高温度保持在 35℃左右，最低温度一直在逐渐增长。许多海水淡化厂热盐水的排放导致了这种反常现象。过高的排放温度可能直接影响海洋生物的生长和繁殖，改变海洋生物的生理机能，并影响其产卵、生长及幼虫孵化能力；可能导致严重的生态破坏，改变天然海洋生态系统的分布、构成与多样性。此外，海水温度的上升也影响海水水位、溶解氧含量等参数，间接对海洋生物和水质产生不利影响。

④ 腐蚀产物　热法海水淡化过程中，蒸发器内部多采用铝黄铜、镍黄铜等各种传热管。所以，热法海水淡化厂排放浓盐水中含有一些铜、镍、铁、锌等腐蚀产物。其中铜的排放浓度最高，因此铜对海洋环境的影响也引起了广泛的关注。Oldfiled 等对 MSF 排放浓盐水中铜的浓度进行了监测，指出新建的控制良好的过程中铜的含量将小于 $100mg/m^3$。在浓盐水中浓度最大的重金属是铜，其含量比自然海水高 1～2 个数量级。Höpner 等指出以排放水中铜的浓度为 15mg/L、水回收率为 50%计算，红海北部海域每天铜的排放量达 36kg。美国国家环保局建议海水中铜含量不得超过 $4.8mg/m^3$（短期）和 $3.1mg/m^3$（长期）。

除了铜，腐蚀产物中还有镍、锌、铬、钼和铁等金属污染物也会对海洋环境产生不利的影响。金属离子通过扩散、沉积，会被深海生物体吸收，最终在整个食物链中传递。多数金属离子也是多数生物体必要的微量营养素，但如果其浓度超过了生物体所需的量就会有毒害作用。

⑤ 化学清洗剂　海水淡化过程中，过滤器、蒸发器与膜组件都需要定期清洗。清洗过程采用物理冲洗或酸碱等化学清洗剂清洗，清洗废液的排放也会造成海洋环境的污染，进而影响海洋生物的生存状态。

综上所述，排放浓盐水的组成、浓度、热量、腐蚀产物与清洗排放水等严重影响了海洋环境，对海洋水质、生态环境和海洋生物产生了不利的影响。

2. 应对措施与解决方法

(1) 能源的综合利用

针对海水淡化过程能源消耗的问题，首先，必须对海水淡化装置进行能量及技术经济性能分析，根据具体情况选择能耗相对较低的海水淡化技术和装置，例如小型海水淡化装置多采用 VC、ED 等方法；大型海水淡化装置多采用 RO、MSF、MED 等技术。其次，单一海水淡化过程水回收率较低，能源利用率低，采用多种海水淡化技术复合，不同淡化方法的耦合过程，实现集中联产，不仅可以提高海水淡化的水回收率，还可以实现能源的综合利用。热膜联产主要是采用热法和膜法海水淡化相联合的方式（即 MED-RO 或 MSF-RO 方式），满足不同用水需求，降低海水淡化成本，提高能源利用率。一般沙特 SWCC（Saline Water Conversion Corporation）公司 NF/RO/MSF 热膜联产复合海水淡化系统是复合装置，该复合装置中 MSF 进水为 RO 浓水，该系统水回收率大于 70%，MSF 装置最高盐水温度（TBT）可达 130℃。

另外，结合新型可再生能源，如太阳能、风能、地热能、潮汐能等，从根本上减少传统化石能源的消耗。德国宇航中心（German Aerospace Center，DLR）进行了太阳能（concentrating solar power，CSP）用于海水淡化装置的研究，指出了该技术在中东和北非地区的应用潜力，从上述分析表明 CSP 技术与 RO 和 MED 海水淡化装置结合是一种低能耗和低成本的选择。

最后，海水淡化装置选址在离发电厂近的且废热能回收利用的地方，充分利用低成本的低品位废热，并可结合热泵系统的应用提高低品位热源品质，实现废热的回收利用，节约能源。大连理工大学与大连石油化工公司合作开发的拥有自主知识产权的 500t/d MED 海水淡化中试装置即采用了热泵技术、低品位废热利用等技术。Diego 等基于太阳能 MED 装置采用双效吸收热泵技术改进的海水淡化装置系统总性能比（performanceratio）达 20，比太阳能 MED 系统节约 50%的太阳能板换热面积。

(2) 取排水的优化设计

对于海洋环境的利用要基于维持海水生物生产率的长期发展，并且要求保持所有海洋生物数量的正常，能够充分满足用于商业、娱乐、科学与教育的要求。生物生产率和海水、溪流、湿地、河口与湖泊的质量要适于维持最佳的海洋生物数量和保护人类健康，尽可能地通过各种方式来修复，把废水排放与取用水带来的不利影响降到最低。

Palomar 等总结了西班牙海水淡化装置的现状，并基于盐水性质、环境评价方法、海洋监测和条约等，针对浓盐水排放系统的设计提供了建议。Thomas 等指出海水淡化装置的设计与建设应充分考虑海洋环境优化设计取排水。海水淡化装置取排水设计应考虑以下因素：取水口与排水口的设计与布局要避免选址于生态敏感地区；减小取水流速，通过设计合理的取水装置结构减小取水对海洋生物的影响，降低原水的预处理要求；设计合理的取水方式，尽可能地减小对生物的影响（如在取水口安装过滤器），或利用岸上的水井取水或者地下渗透来消除海洋物的夹带；尽量采用在深水区、远离岸边或滩井的取水方式，这样既可以防止对浮游生物、卵和幼虫的影响，而且取水水质往往比岸边和表层水水质好，不需或仅需最小量的化学预处理；排水口选址和设计能够具有充足的混合速率和淡化体积来最小化不利冲击；排水口应向开放性海域排放，而不要开向封闭的河流或者其他区域排放。



除此以外，浓盐水排放方式的优化也是解决海水淡化浓盐水排放对环境影响需要考察的主要内容之一。浓盐水排放方式可从以下几个方面考虑：排放前去除浓盐水中的有害成分；采用与污水处理装置或者动力装置冷却水排放相结合冲稀后排放的方式，可缓解浓盐水盐度高造成的影响；为避免热污染，可将其通入冷却系统充分散热或选择散热与扩散较好的排放地点；安装扩散装置强化排放浓盐水的混合与扩散过程并优化设计扩散装置的安装角度；根据潮汐规律，确定排放时间以减小浓盐水排放对海洋环境的影响。

(3) 减少有害化学物质的污染

海水淡化前预处理过程中尽量少采用或不采用危险化学品。兰忠等采用贝壳基生物膜反应器进行海水预处理，海水 COD 去除率达 60%以上。

Visvanathan 等采用膜生物反应器海水预处理方法可去除 78%的溶解有机碳（DOC），该预处理方法可以有效地抑制海水进水对 RO 膜的生物污染，保持较高的渗透通量。

此外，开发防腐抗垢性能好的新材料，采用抗腐蚀管路，以减小腐蚀产物中有害物质的影响（如相比于铜管和镍合金管，聚乙烯管或者钛管更具有优越性）。马学虎等研究开发了一系列以不锈钢、铝合金、铜等金属为基体的聚四氟乙烯复合涂层、有机-无机杂化硅氧烷膜、氟硅氧烷共聚杂化低表面能涂层、Fe/Cr/Si 复合薄膜等防腐抗垢表面技术。同时对涂层表面的盐水污垢特性测试和水平管外海水降膜蒸发传热性能测试实验表明，处理表面可以实现高传热效率、耐腐、抗垢的多重综合功效。

(4) 浓盐水综合利用与零排放技术

对海水淡化中浓盐水进行再利用实现浓盐水的零排放［zeroliquiddischarge（ZLD）orzerodischarge（ZD）］，是从根本上解决浓盐水排放对海洋环境造成危害的有效途径。海水淡化后排出的浓盐水的温度及盐度都较高，可采用太阳能池、电渗析或自然蒸发等方法制盐和提取化工原料，既可以实现海水淡化的零排放，有效利用资源，还可以创造一定的经济效益。

Turek 等提出了采用蒸发再浓缩与结晶器制盐达到零排放的制盐工艺。除浓盐水中的氯化钠外，还可开发石膏、氢氧化镁、氯化钙、碳酸钙和硫酸钠等有价值的产品。Jibril 等研究了利用浓海水制取 Na_2CO_3、$NaHCO_3$、NH_4Cl 的化学方法。Ahrned 等研究开发了 SAL-PROCTM 工艺充分利用浓海水制取石膏、氢氧化镁、氯化钠、氯化钙等来实现浓海水零排放。Bond 提出了一套双级反渗透与热法脱盐、蒸发结晶相结合的零排放工艺，可以处理有机物含量较高的盐水。此外，浓盐水提溴可制溴系列产品；与氯碱工业结合还可以生产氯气、氢气等产品。Oren 等采用反渗透一倒极电渗析（RO-EDR）复合工艺处理盐卤水，水回收率可达 97%～98%，结合结晶器实现了浓盐水零排放。马学虎等针对辽河油田盐卤水工厂化利用进行了盐卤水低温多效蒸发零排放工艺包的设计。一般盐卤水综合利用与零排放工艺过程中，将原本被视为杂质的元素加以处理，成为具有一定经济效益的副产品，经提溴、提镁、去除硫酸盐的原卤水在低温多效蒸发过程中可以进一步提高淡水回收率达 70%，是实现零排放的关键步骤，不仅产品水可以用于锅炉用水，而且降低了浓缩盐水进一步真空制盐的能量消耗与制盐成本。

由此可见，浓盐水综合利用和零排放技术是实现海水淡化产业可持续发展的途径之一。然而，高投入和高操作成本常常限制着零排放技术的工业应用。IDA 2008～2009 年度报告在分析海水淡化现有问题中指出，零排放系统是一个操作体系，零排放技术的应用还存在着许多操作问题，盐水浓缩系统的能耗达 18.5kW・h/m^3 原料水，而盐水浓缩器结合结晶器的能耗达 32kW・h/m^3 原料水。降低零排放的成本和能耗，提取高纯度、高附加值的化工

产品是零排放技术的关键。Black&Veatch 公司的 Bond 和 Veerapaneni 报告了多种技术可降低内陆地区海水淡化零排放装置操作成本和能耗。

三、降低浓缩海水危害，实现资源综合利用

水乃是社稷之源，关系到人民生活和社会经济的共同发展。但我国淡水资源贫乏，并且随着人口增长、经济持续发展和人民生活水平提高，对水的需求量越来越大，对水质的要求越来越高，而水资源的严重污染，使本来紧张的水资源的供需矛盾更加尖锐化，水资源供需矛盾进一步加剧。

目前，从国家战略安全的角度，我国应当加快推动海水淡化规模化、产业化发展。这是利国利民的好事，代表了盐化企业的心声。有关专家指出，海水淡化只有与盐化工生产结合起来，在利用海水淡化技术生产淡水的同时，联产原溴、钾、镁等化工产品，才能进一步降低海水淡化成本，提高海水淡化竞争力，同时解决浓缩海水危及海洋生态环境等问题。

目前，我国海水淡化存在着法规和政策支撑体系不完善、扶植政策不到位、成本高等诸多难题。据了解，目前我国沿海城市建设的青岛百发、唐山曹妃甸工业区、浙江大唐乌沙山电厂、大连红沿河电站等多个万吨级及以上海水淡化项目已投产或者开工建设。但是，海水淡化生产成本为 5～7 元/立方米，高出自来水 3 元/立方米的价格近一倍，也高于南水北调工程制水成本，没有价格优势，阻碍了海水淡化产业的发展。虽然近几年国内的海水淡化和综合利用取得了长足发展，但目前全国日产量仍不足全球日产量的 1%。而且海水淡化在解决淡水问题的同时，也副产了大量的浓缩海水，这些浓缩海水大部分又重新排回大海。浓缩海水里不但盐浓度比海水高，而且还含有海水预处理时引入的一些化学物质，会对土壤、海洋环境、地表水等造成污染。

淡化 1t 海水大约产生 0.5t 的浓海水，如果长此以往无节制地将浓海水排回大海，就青岛市而言，到 2020 年海水淡化规模将达到 35 万～40 万立方米/天，在没有海洋对流的情况下，50 年后，浓海水将覆盖整个胶州湾，海洋环境及海洋生态将面临危机。

浓缩海水污染成了海水淡化行业亟待解决的问题，也是其降低成本的主要渠道。海水淡化副产浓缩海水含有大量的无机盐类，除原盐（氯化钠）外，还有硫、镁、溴、钾及稀有元素和化合物，这些都是盐化工的重要原料。

我国已经有企业开始利用浓海水化盐制碱。2009 年 6 月 22 日，青岛碱业股份有限公司 2 万吨/天海水淡化项目建成投产，55%的海水成为浓海水，进入青岛碱业的盐水车间，作为生产纯碱的原料，供化盐使用，每年将节约近 6 万吨工业盐，可以基本回收海水淡化的成本，每年还可实现销售收入 2880 余万元，同时节约 300 多万立方米自来水。青岛碱业公司在国内首家形成了“纯碱生产—海水淡化—浓海水化盐制碱—热电联产一体化”的发展模式。

2010 年 1 月 8 日，曹妃甸新区与唐山三友集团合作建设浓海水综合利用项目开工。曹妃甸新区阿科凌海水淡化项目生产的淡水用于工业区的生产用水，而浓海水将用作三友集团盐化工的原料，将可处理利用浓海水 1800 万立方米/年，节省原盐 60 万吨/年，节约水资源 1000 万立方米/年，大大降低了海水淡化和盐化工产业生产成本。

从上述两个海水淡化项目，直接把产生的浓海水作为碱厂的原料是好的利用方式，既利用了盐也利用了水。海水淡化后的浓海水目前最经济的利用方式是摊晒制盐，据了解，中东和澳大利亚一些干旱或半干旱地区利用太阳能，将浓海水摊晒制取固体原盐，扩宽了原盐的销售和利用途径。我国北至辽宁、南至江苏等沿海地区大量生产海盐，近几年因各地工业占

地和园区建设等原因导致制盐面积不断缩小，我国海盐产量有所下降。如果全部以海水淡化后的浓海水为原料进行摊晒制盐，既解决了浓海水近海排放带来的生态环保问题，同时现有海盐产能又可以增加八到九成。

海水淡化与盐化工相结合，实现资源综合利用，走综合利用路线，要算综合成本和效益。利用浓海水可以提取溴素、制盐、化盐以及生产 KCl、$MgCl$、$MgSO_4$、K_2SO_4 等盐化工产品，利用浓海水提取的溴素，价格可突破 3 万元/吨。经过几十年的开采，我国地下卤水的含溴量和单井出水量都有较大幅度下降，溴素产量减小，这样就摊薄了海水淡化的成本。浓海水还可以首先制取 KNO_3 或 K_2SO_4 等，然后提取溴素，提溴后的浓海水生产 $Mg(OH)_2$ 及 MgO，制镁后卤水送入盐田蒸发浓缩析出石膏，最后得到的液体盐，直接用于纯碱、氯碱生产，生产过程无“三废”产生，真正实现浓海水“吃干榨净”。如果海水淡化工厂附近，没有可以用来日晒制盐的土地，也可以充分利用发电厂乏汽，将浓海水中的水全部转化为淡水，同时，将浓海水中的化学元素全部转化为高附加值产品，同样可以取得较好的经济效益。

针对北方地区淡水资源总量不足、分布不均的状况，国家应及时做出战略决策，加大政策扶植力度，加快规划建设北方海水淡化基地。目前，海水淡化已经成为解决全球水资源短缺的重要途径。因此，这也是一个战略性新兴朝阳产业，值得引起政府、科技和资本界的关注。专家建议，国家应当尽快启动海水淡化与盐化工生产结合综合利用产业化示范工程，海水淡化装置应当规模化，并尽可能地在碱厂、电厂盐场相对集中的地方选址，以便于海水淡化副产浓缩海水的集输利用。

第六章 海水淡化技术应用

第一节 膜法海水淡化技术的应用

全球水的总储量为13.86亿立方千米，海水就占有96.5%，人类可取用的地表水和浅层地下水仅为0.79%，且随地域和季节变化分布极不均匀。为了向大海索取淡水，20世纪50年代初，膜技术便被优先提出来了，至70年代海水淡化技术在世界上实现了商品化，经过产品换代、工艺革新，目前已成为最经济的海水淡化和高盐度苦咸水脱盐技术。在国家支持下，我国海水淡化技术也取得了令人瞩目的业绩，成为具有自行设计、生产海水淡化装置的国家。

一、膜法应用概况

海水淡化是指将35000mg/L的海水淡化至500mg/L以下的饮用水。目前，世界上装机应用的海水淡化方法主要有多级闪蒸（MSF）、多效蒸发（MED）和反渗透法（RO），半个世纪以来已养活了世界上1亿多的人口，促进了干旱沙漠地区和发达国家沿海经济和社会发展。

目前，海水淡化装置的年销售额达到100多亿美元，且以20%左右的年增长速度持续发展，供应商主要是美国和日本，应用地区主要是中东地区、地中海地区和加勒比海地区，其次是东南亚和北非地区。

我国海水淡化技术的应用从20世纪70年代初推广用小型电渗析（ED）海水淡化器开始，1981年建成了200m³/d ED淡化装置，“九五”期间相继建成了RO淡水装置，多为小型或示范工程（表6-1），并向马尔代夫和基里巴斯输出了ED和RO海水淡化装置。

表6-1 已建成的海水淡化装置

项 目	日产量/m³	承担单位	使用单位	完成时间
ED海水淡化装置	200	杭州处理中心	西沙部队	1981年
NF海岛苦水淡化装置	120	杭州处理中心	山东长岛县	1996年
RO海水淡化装置	500	杭州处理中心	浙江嵊泗县	1997年
RO海水淡化装置	200	广东新世纪水处理公司	大亚湾核电厂	1990年
RO海水淡化装置	1000	北京绿色源泉公司	大连长海县	1999年
RO海水淡化装置	200		上海宝钢	1999年
RO海水淡化装置	1000	杭州水处理中心	山东长岛县	2000年
RO海水淡化装置	1000	杭州水处理中心	浙江嵊泗县	2000年
RO苦咸水淡化装置	18000	文本玉柴绿源环境公司	沧化集团	2001年

“十五”、“十一五”期间相继建成了RO淡水装置，多为中型或万吨级示范工程。

1. “十五”期间相继建成的RO海水淡水装置示范工程

2002年，由国家“九五”转“十五”科技攻关课题，黄岛发电厂三产企业组建的青岛



华欧集团，与国家海洋局天津海洋淡化与综合利用研究所签订了“低温多效海水淡化示范工程”合作协议，2002 年 10 月 1 日，这一日产淡水 3000t 的工程在黄岛发电厂全面开工建设，工程总投资 4200 万元，先期建设一台日产 60t 海水淡化试验装置。2003 年 10 月份建成投产。见图 6-1。

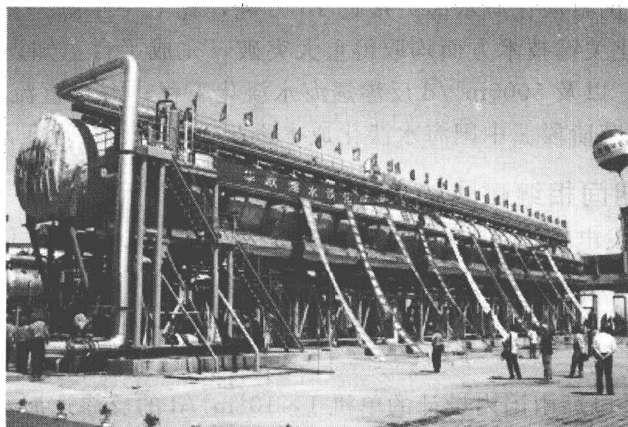


图 6-1　山东黄岛电厂低温多效海水淡化装置试运行

2003 年，山东荣成日产 10000m^3 级反渗透海水淡化示范工程一期 5000m^3/d 机组建成投产。

2004 年青岛华欧海水淡化公司建成投产 3000m^3/d 低温多效海水淡化示范工程。

2004 年在深圳福华德电力有限公司建成 14000m^3/h 海水循环冷却技术示范工程并投入运行。

2004 年完成了反渗透复合膜组器生产线，提高了我国平板膜生产和卷式膜元件生产设备的性能和工艺水平，可生产反渗透复合膜、纳滤膜、超滤膜、微滤膜等 18 个品种和膜组器，具备 $120\times10^4 m^2/a$ 的生产能力。

2004 年“十五”国家重大科技攻关“水安全保障技术研究”项目“低温多效海水淡化技术示范工程”课题承担的 3000t/d 低温多效海水淡化示范工程，2004 年 6 月 4 日在青岛黄岛电厂建成并投入运行。

2005 年天津经济技术开发区签约从美国 WEIR 热能公司引进 10000m^3/d 低温多效装置投入运行。

2005 年杭州水处理技术中心建成了国内首条最大的反渗透膜及膜组件生产线，并成功解决了制膜、成器等关键技术，具备了年生产 120 万平方米、2000 支以上复合膜的能力，同时有近百家水处理公司和配套产品生产企业，年产值可达到 20 多亿元。

2005 年山东建成 $10\times10^4 m^3/d$ 的海水淡化工程，掌握大规模反渗透淡化工程的设计和建设技术。

2005 年由天邦膜技术国家工程研究中心有限责任公司研制的，为大连实德集团设计的日产 1.2 万吨的海水淡化装置，中国第一套拥有自主知识产权的海水淡化装置在大连产水成功。

2005 年天津经济技术开发区 2 万吨/天的低温多效海水淡化工程开工建设；由新加坡凯发集团投资建设的大港新泉海水淡化工程项目（一期日产淡水 10 万吨，2007 年建成，二期日产淡水 15 万吨）；2009 年塘沽 20 万吨/天的海水淡化工程已投入运行。到 2010 年，天津

市海水淡化产量已达到 50 万吨/天，年生产能力将达 1.5 亿吨以上，年海水直接利用量达 20 亿立方米以上。

“十五”期间进入了工程示范阶段，千吨、万吨和十万吨级规模的海水淡化工程相继在山东、大连、天津等地建成投产。

“十五”期间，中国日淡化海水能力接近 15 万吨，比上一年翻一番。中国在反渗透法、蒸馏法等主流海水淡化关键技术方面均取得重大突破，完成了自主知识产权的 $3000m^3/d$ 低温多效海水淡化工程，以及 $5000m^3/d$ 反渗透海水淡化工程；海水直流冷却技术已进入万立方米/小时级产业化示范阶段。中国海水淡化成本逐步下降，已接近 5 元/立方米。

2. “十一五”期间相继建成的 RO 海水淡水装置示范工程

2006 年河北黄骅发电厂签约从法国 Sidem 公司引进 $2\times10000m^3/d$ 热压缩多效蒸馏海水淡化装置投入运行。

2006 年末，我国最大规模十万吨亚海水淡化工程首期日产五万吨设施已在广东东莞建成投产。

2007 年 10 月大港电厂由国内设计的单机 $1\times10^4m^3/d$ 的反渗透海水淡化工程建成投产，在单机规模方面接近国际先进水平。

2007 年 6 月，青岛开发区海水淡化产业综合示范基地日处理 10000t 反渗透海水淡化装置建设完工。至此，该基地已形成日淡化海水 1.6 万吨的能力，不仅满足了开发区企业工业用水需求，还可作为市政用水。到 2010 年，基地已形成日淡化海水 10.6 万吨的能力，相当于每年节省自来水 2700 多万吨。

2008 年由西班牙一家公司与青岛碱业股份有限公司、青岛海润自来水集团有限公司合资成立的“青岛百发海水淡化有限公司”日产 10 万吨淡化水，建成投产后淡化水直接进入目前的自来水市政管网供市民饮用。2010 年一季度已开工建设，2011 年末建成投产。

2009 年 8 月由蓝星（集团）股份有限公司，接纳世界 500 强企业和日本东丽公司合资共同兴建的目前国内规模最大的反渗入膜项目在北京开工奠基。

2009 年由福建省水产研究所承担的福建省海洋与渔业厅重点项目——风能海水淡化装置研发及其网箱养殖区示范工程取得成功，漳州市东山县进行安装调试，并在陈城镇岐下村海上养殖区投入试运行。

2010 年 1 月，唐山三友化工集团关于海水淡化后的浓海水综合利用项目，总投资 3.5 亿元，在曹妃甸开工建设，于 2011 年 10 月正式投产，届时可处理利用浓海水 1800 万立方米/年。

2010 年烟台日产 14.5 万吨核能海水淡化示范工程项目建议书已获批准，届时形成日产淡化海水 20 万吨的规模。

2011 年我国首个非并网风电多元化应用，“中国-加拿大政府国际科技合作项目”（21010DFA61540）风电海水淡化示范工程在江苏盐城沿海建成，日产 100t 淡水风电海水淡化装置和日产 $120m^3$ 氢气的风电制氢系统同时成功运行。

“十一五”期间，中国海水淡化规模达到每日 80 万～100 万吨，相当于全球的 1%。未来 5～10 年，中国海水淡化能力将会出现迅猛增长。

预计“十二五”期间，我国海水淡化将达到 150 万～200 万吨/天，是现有产能的三～四倍，投资规模将达到 200 亿元左右。根据 2005 年 7 月国家发改委、国家海洋局、财政部联合发布的《海水利用专项规划》，到 2020 年海水淡化产能将达到 250 万～300 万吨/天，



是现有产能的五倍以上。

目前全球海水淡化设备年均市场容量约 40 亿美元，中国海水淡化设备未来 10 年投资规模将高达 120 亿～140 亿元。

二、反渗透海水淡化技术的进展

反渗透将成为新世纪的主要海水淡化技术。工程稳定可靠与造水成本低廉是吸引用户的主要原因。

1. 膜与组件性能提高

世界各生产膜组件的公司仍十分重视 RO 膜与组件的技术创新，目的在于开发抗氧化、耐细菌侵蚀的新膜，提高膜与组件的产水量、脱盐率等。这些工作已取得一定的进展，如美国 DOW 公司推出 FILMTEC BW30LE-440 膜元件，在约 1.05MPa 压力下，产水量 43.5m^3/d，脱盐率大于 99%，一个新元件几乎相当于换代前的两倍。Fluid Systems 公司推出 Premium TFC 新元件，其苦咸水和海水膜元件的脱盐率分别高达 99.7%和 99.8%。日本的东丽公司和日东电工公司已开发出可耐 9.0MPa 的海水淡化膜，并已在西班牙建造了回收率高达 60%的两段 RO 海水淡化装置。见表 6-2。

表 6-2 国外典型的海水反渗透组件

公 司	品名型号	膜材	膜构型	产水量/(m^3/d)	脱盐率/%
杜邦	Permasep B-10TWIN	聚酰胺	中空纤维	60.6	99.35
东洋纺	TOYOBO Helloes HM10255F	三醋酸纤维素	中空纤维	27.5	99.4～99.2
陶氏化学(FILMTEC)	SW-8040	聚酰胺	卷式复合膜	23	99.6
OSMONIC(DESAL)	Desal-11AD	聚酰胺	卷式复合膜	—	99.4
Fluid Systems	SW-30	聚酰胺	卷式复合膜	—	99.8
日东电工(Hydromantic)	NTR-70 SWC-S8	聚酰胺	卷式复合膜	16	99.6

2. 工程投资低

1990 年膜组件价格，按消费价格指数折算，仅为 1973 年的 40%。1990 年之后又有明显的下降。按从标准海水生产淡水计，目前工程投资为 MSF 在 1800～2000 美元/(m^3·d)，低温 MED 在 1100～1600 美元/(m^3·d)，RO 在 700～900 美元/(m^3·d)，且 RO 海水淡化厂建设快，1 万立方米的 RO 海水淡化厂可在 7 个月内交付使用。

3. 能耗降低

采用功交换器（work exchanrye enerar recovear），将从 RO 组件排出的高压浓水的压力回收并传递给组件进水，其转换效率可高达 89%～96%。Scott A Shumway 报道，一种新型的回收装置已成功应用到 13600m^3/d 和 5000m^3/d 的反渗透海水淡化装置上，过程能耗为 2.6kW·h/m^3。Gord F Leitner 指出加上预处理能耗，总能耗为 2.83kW·h/m^3。这是近几年在工艺方面的突出进展。

反渗透装置脱盐部分与级与级之间，可使用能量回收透平，以提高下一段或级间的进水压力，提高产水量。原理示意见图 6-2。

Steven J Duranceau 等报道，1996 年佛罗里达水服务公司在 Marco 岛对现有 15000m^3/d 苦咸水淡化进行改造，通过使用段之间的能量回收透平，使系统的产水量增加 3780m^3/d，增幅达 25%。段之间能量回收透平适用于苦咸水反渗透淡化，含盐量为 7500～10500mg/L，淡化能耗降到 0.82kW·h/m^3。

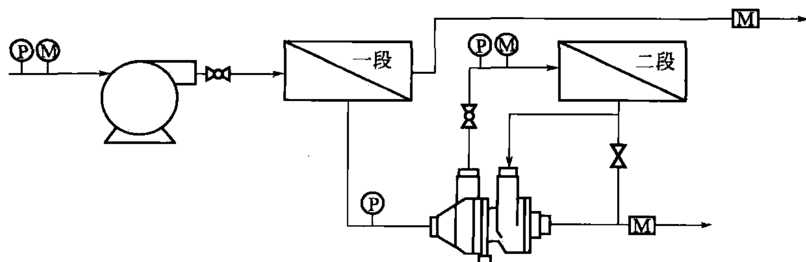


图 6-2 能量回收透平用于段间增压示意

在反渗透海水淡化流程中，采用纳滤（NF）作为预处理，即 NF-RO 系统，NF 脱除部分硬度和 TDS，从而提高 RO 的操作压力和水回收率，可进一步降低能耗 25%，造水成本可降低 30%。

目前各种淡化方法在能耗方面都无法与 RO 竞争。RO 为 4～5kW·h/m^3、ED 为 14～16kW·h/m^3、MED 为 9～10kW·h/m^3、MFS 为 12～14kW·h/m^3。

三、脱盐、浓缩在废水资源化方面的应用

海水淡化为高食盐水的深度脱盐技术，为提高原水回收率，对排放浓水的浓度也有一定要求，这与超滤、微滤处理污染或微污染水的技术特性大不相同，与高浓度废水处理，特别是无机系废水处理存有较多共性技术，但要特别注意膜对料液环境的适用程度。

反渗透处理电镀废水、放射性废水已很成熟。20 世纪 70 年代开始用于镀镍漂洗废水处理，尔后又用于镀铬、镀铜、镀锌、镀镉等废水处理。美国芝加哥 API 工艺公司采用 B-9 芳香族聚酰胺中空纤维膜组件处理 WattNi 漂洗水，废水含 Ni^{2+} 650mg/L，经 RO 浓缩 20 倍达到 13000mg/L、Ni^{2+} 的分离率为 92%。北京广播器材厂用醋酸纤维素膜处理亮镍和暗镍的漂洗废水，废水中 Ni^{2+} 为 1510～2400mg/L。系统 Ni^{2+} 的回收率>99%。

由于 ED 海水淡化的耗电为 RO 的 3 倍，ED 在海水淡化中的应用愈来愈少，其在苦咸水脱盐中仍有较大竞争优势。离子交换膜具有很强的耐酸、碱性，耐氧化性，在含酸、碱、盐高的废水处理中应用十分广泛。

我国 ED、RO 用于废水处理，以膜集成技术发展零排放工程为开发方向，不仅回收有效成分，回收的淡水可做工艺或生活用水。如 Al_2O_3 生产零排放工程。将 Al_2O_3 生产废渣赤泥上的结合碱和附液碱，通过加石灰乳和通入蒸汽，从固相转移到液相，形成约含 8g/L NaOH 的复杂溶液，微孔过滤后进入电渗析，制取含碱<500mg/L 的生产用水和工艺用 NaOH。我国西部天然气井涌出的卤水，可用 BD-RO 流程脱盐并浓缩，RO 制得<400mg/L的优质生活用水，BD 可浓缩卤水达 140g/L 左右，提取 Br、I 或蒸发制盐。

据联合国提供资料分析，中国水资源总量为 28124 亿立方米，居世界第 6 位，中国人均水资源量为 2340m^3，排在全球 109 位。到 21 世纪中叶，中国人口预测为 16 亿，人均水资源为 1600m^3，成为严重缺水的国家。中国设立 668 个城市中，缺水城市约 400 个，严重缺水的城市约 108 个。这些城市日缺水量为 1600 万立方米，全年缺水量为 200 亿立方米。中国每年工业、生活污水排放量已达约 600 亿立方米，90%的城市水域受到不同程度的污染，尤其南方城市由于采用地表水做水源而地表水又受到不同程度的污染，因此又导致水质性缺水。水是我国经济、社会发展的战略性资源。我国政府对水资源的开发、利用、保护十分重视。在海水淡化、苦咸水脱盐、废水回用中，RO 和 ED 脱盐技术将发挥重要作用。



第二节 超滤技术在反渗透海水淡化预处理中的应用

30 多年来，反渗透技术取得了重大科研成果与显著工程业绩，膜件性能提高，价格降低，系统优化，投资和制水成本下降是其在世界范围内迅速推广应用的主要原因。经过 10 年的工程实践，我国已达到同容量反渗透海水淡化工程的世界先进水平。我国沿海地区淡水资源严重短缺，在国家大力推动下，大规模推广反渗透海水淡化技术的时机已经到来。

一、海水淡化技术发展应用概况

淡水资源短缺已成为制约经济和社会可持续发展的重要因素之一，向大海要淡水，已成为世界上许多临海国家新水源开发的战略决策，广阔的市场，促进了技术产业的高速发展。

海水淡化技术也称海水脱盐技术，是一个使海水中盐和水得以分离的过程。按分离原理和方法，海水淡化技术可分为相变法和非相变法两大类。相变法主要包括：蒸馏法、冷冻法；非相变法主要包括：膜法、其他方法（表 6-3）。

表 6-3 海水淡化法的不同分类

<table>
<tr><td rowspan="13">海水淡化的基本方法</td><td rowspan="9">相变法</td><td rowspan="5">蒸馏法</td><td colspan="2">大阳能蒸馏法</td></tr>
<tr><td colspan="2">低温多效法</td></tr>
<tr><td colspan="2">多级闪蒸法</td></tr>
<tr><td colspan="2">压汽蒸馏法</td></tr>
<tr><td colspan="2">膜蒸馏法</td></tr>
<tr><td rowspan="3">冷冻法</td><td rowspan="2">直接法</td><td>真空法</td></tr>
<tr><td>二次冷冻法</td></tr>
<tr><td colspan="2">间接法</td></tr>
<tr><td colspan="3">气体水化物法</td></tr>
<tr><td rowspan="4">非相变法</td><td rowspan="2">膜法</td><td colspan="2">反渗透法</td></tr>
<tr><td colspan="2">电渗析法</td></tr>
<tr><td rowspan="2">其他方法</td><td colspan="2">离子交换法</td></tr>
<tr><td colspan="2">溶剂提取法</td></tr>
</table>

联合国关于非常规水源开发研究报告指出：1950～1985 年的 35 年间，主要研究蒸馏法、冷冻法（至今未实用）、电渗析法和反渗透法。1986 年后的 10 年，蒸馏法和反渗透法则发挥了突出的作用，形成了当代海水淡化与苦咸水淡化的主体。20 世纪 90 年代以前，全世界海水淡化装置以蒸馏法特别是多级闪蒸法为主（实用寿命一般定为 20 年），至 20 世纪末，蒸馏法与反渗透法的装机容量已持平，进入新世纪反渗透的装机容量超过蒸馏法。

全球海水淡化市场已颇具规模，有 125 个国家和地区利用海水淡化技术。2004 年世界海水淡化日产量约 3300m^3，其中膜法占 52.6%，热法占 47.4%，解决了 1 亿多人口的用水问题。

二、渗透海水淡化技术的新进展

(1) 膜和膜件的进展

1960 年美国加利福尼亚大学发明了第一代高性能的非对称性醋酸纤维素膜，反渗透

(RO) 首次用于海波及苦咸水淡化。20 世纪 80 年代以后，复合反渗透膜因操作压力低、耐 pH 宽和耐生物降解等优点成为海水淡化的主要用膜。复合膜的概念是在 1963 年提出的，膜的脱盐层和支撑层分别由优选的材料制备，如脱盐层（约 0.2μm 厚）为芳香族聚酰胺，支撑层为聚砜，这使膜的性能进一步提高。目前已开发出多种不同用途的复合膜，如用于海水淡化的高脱盐型膜、纯水制备的超低压和极低压型膜、废水处理的耐污染型膜等。复合膜广泛用于卷式元件的生产，元件的直径为 4 英寸、8 英寸、16～18 英寸等，以 8 英寸的居多。

(2) 高压反渗透系统

目前反渗透海水淡化回收率仅 40%左右，为了进一步提高回收率，日本首先研制成功耐高压膜组件，并在西班牙、日本成功实施了几个海水淡化工程。通常一级 SWRO 的操作压力在 5.5MPa，提高到 8.4MPa 下操作，能获得 60%的回收率，这样可减少预处理水量和工程投资。在脱盐流程的两段之间设增压部分，也可以使回收率提高。

(3) 能量回收装置

通常，在反渗透海水淡化（SWRO）系统中反渗透膜的操作压力为 5.8～8.0MPa，从膜器中排放的废浓盐水的压力高达 5.5～6.0MPa。如果按照通常 40%的回收率计算，浓盐水中约有 60%的进料压力能量，具有巨大的回收价值和意义。

20 世纪 60 年代初的反渗透海水淡化能耗高达 12kW·h/m^3 淡水，膜脱盐率和透水量的提高、一级海水淡化工艺和能量回收装置的应用，很快使能耗降低到 6～8kW·h/m^3 淡水。

PX 目前主要用于反渗透海水淡化系统，回收效率一般可以达到 90%以上。浙能乐清电厂海水反渗透一级高压系统采用 6 套 PX 能量回收装置，总能耗在 3.4kW·h/m^3 淡水，同不采用能量回收装置相比大大降低了厂用电率。

(4) 双膜法水处理技术

可以说反渗透系统能否安全运行取决于预处理系统的运行情况。

海水反渗透（SWRO）给水预处理技术主要包括消毒、混凝、澄清、过滤等常规预处理工艺及微滤（MF）、超滤（UF）和纳滤（NF）为代表的新的膜法预处理工艺。所谓双膜法即是在反渗透膜前采用了以上的膜法预处理工艺，保证进水水质，降低反渗透膜运行风险。

三、我国反渗透技术的进展

(1) 膜件研发

反渗透是我国主要开发的海水淡化技术。20 世纪 70 年代进行了中空纤维和卷式反渗透元件的研究开发，80 年代初步产业化并在纯水制备中推广应用。到 20 世纪末，中国各种所有制膜企业也如雨后春笋般兴起，但多数是用进口膜元件做工程。中国膜市场的繁荣有力地推动了传统工艺的改造和技术的发展。但到目前为止，我国膜技术的总体水平仍较低，膜工业的规模也很小，与世界膜技术大国之间差距还很大。

(2) 反渗透技术的应用

自 1997 年浙江舟山建成日产 500t 反渗透海水淡化装置之后，大连长海、山东长岛又相继建成日产千吨级的海水反渗透淡化厂。日产 18kt 的苦咸水反渗透淡化厂又于 2001 年在河北沧州成功投产。浙江乐清电厂日产淡水 21600t，采用双模法海水淡化技术，已稳定运行 3 年。

国家鼓励海水淡化政策，已列入“十五规划”和《当前国家重点鼓励发展的产业、产品和技术目录》。2005 年“两会”提出的《关于发展海水淡化的建议》，全国人大环资委、国



家发改委、国务院法制办、科技部等10个部委，根据“海水淡化”的工作需要，成立6个工作组，就目前“海水淡化”工作中出现的技术、资金、政策等问题，开展专门研究。随着淡水资源紧缺问题的凸显以及国家政策的支持，反渗透海水淡化技术在我国有很大的发展空间。

(3) 沿海电厂利用海水淡化的优势分析

一个机组容量4×600MW的火电厂每天需要淡水约2万吨。在淡水资源匮乏的形式下采用海水淡化技术势在必行。而且海水淡化装置与新建沿海发电厂“共置一处”，可以减少海水淡化系统取、排水设施；稀释浓海水，降低对环境的影响；利用厂用电源，降低运行费用具有明显的经济技术优势。

总之，21世纪是水的世纪，全球性淡水供求矛盾日趋紧张，用水安全是经济持续增长的一项必需的战略措施。海水淡化技术在持续技术创新的推动下将进一步得以完善，投资环境也将进一步改善。随着淡水资源进一步紧张，自来水价格持续提高，大力推广反渗透海水淡化技术正是时机。同时，我国也应加强反渗透膜、能量回收装置、高压泵等核心部件的研发，不能停留在目前装配外国部件的水平上。这对于我国反渗透海水淡化技术的长远发展以及民族企业的振兴意义深远。

第三节　反渗透法在海水淡化方面的应用

一、反渗透法

1960年美国加利福尼亚大学的Loeb和Sourirajan研制出第一张可实用的反渗透膜，标志着现代膜科学技术的诞生。半透膜的两个槽内，分别为淡水和盐水，在自然状态下，淡水由于渗透压力逐渐通过半透膜向盐水移动，盐水变稀，这就是渗透现象。当渗透进行到盐水一侧的液面达到某一高度而产生一个压头，从而抑制淡水进一步向盐水渗透，渗透的自然趋势被压头所抵消达到平衡，这种平衡压力叫渗透压。与渗透现象相反，在盐水侧加以压力 p，且该压力大于渗透压时，盐水中的水分子克服渗透压而透过半透膜进入水侧，盐水浓缩，淡水增加。这就是反渗透现象。为使反渗透装置正常运行，盐水侧的压力必须高于渗透压 H，一般情况 p 在4～7MPa范围内。

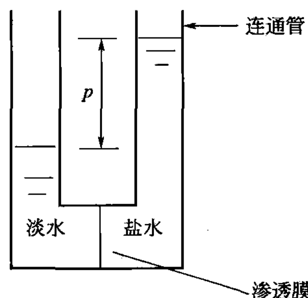


图6-3　反渗透法原理

将反渗透排放的高压浓海水输送到脉冲涡轮机或回程离心泵中，由此获得能量提供给海水高压泵的电动机使用，可以使反渗透淡化海水的单位电耗从9kW·h/m³降到4kW·h/m³。原理见图6-3。

威海电厂海水淡化系统采用如下流程：原海水、加NaClO系统、加PAC系统、多介质过滤器、活性炭过滤器、加$NaHSO_3$、阻垢剂系统、5μm保安过滤器、高压泵、一级反渗透装置、一级淡水池、高压泵、二级反渗透装置、二级淡化水池、淡化水泵、化学车间水处理混床、锅炉补水，见图6-4。

威海电厂一级反渗透为两列布置的RO，每列反渗透支架上都装有1套出力各为52m³/h的RO膜元件，每套都配置保安过滤器一台，高压泵及能量回收装置各两台，每列R/O装

置设有两台出力65m³/h、110kW的丹麦格兰富BMET46-9/8型不锈钢增压及能量回收一体泵；每列配置102根SWHRF-380膜组件，安装在17个FRP的压力容器内，每个压力容器内有6支膜，设计RO系统回收率在40%以上，运行压力6.3MPa，一级产水含盐量低于350mg/L（25℃），并满足生活用水标准。因一级反渗透产水pH偏低，所以在一级产水进入生活水箱时应加$NaHCO_3$调pH值，加NaClO消毒杀菌。

图6-4　2500t/h反渗透海水淡化装置

二级反渗透为一列布置的RO，每列反渗透支架上都装有两套出力各为40m³/h的RO膜元件，每套都配置丹麦格兰富CRN64-7-1型立式高压泵一台，高压泵出力56m³/h。反渗透膜组件每套配置42根BW30-400膜组件，安装在7个FRP的压力容器内，每个压力容器内6支膜，设计RO系统回收率在75%以上，运行压力1.6MPa，二级产水含盐量低于6mg/L（25℃）。

二、反渗透预处理

海水淡化的原则是先经过反渗透预处理，去除原水中悬浮物和胶体杂质，经预处理后，使其出水达到反渗透处理的要求（出水污染指数SDI对卷式醋酸纤维素膜、复合膜小于4），然后再经过反渗透处理，达到海水淡化的目的。

1. 水的混凝、沉淀处理

水中的悬浮物和胶体物质的粒径不同，它们的沉降速度相差很大。大颗粒悬浮物在重力作用下容易沉降，而微小粒径的悬浮物以及胶体杂质能在水中长期保持分散悬浮状态，为了除去水中这些微小粒径的悬浮物以及胶体杂质，需要进行混凝处理，使这些微小杂质聚结成较大的颗粒，迅速沉降下来，从而使水得到澄清。

在目前的水处理工艺中，常用的混凝剂有：硫酸铝、聚合氯化铝（PAC）、硫酸亚铁、



氯化铁、聚合铁（PFS）等。常用的助凝剂有：用于调节 pH 值的石灰（CaO）或纯碱（Na_2CO_3）等。助凝剂是为了提高混凝效果而投加的辅助药剂。PAC 和 PAM 投加的目的是水中胶体和悬浮物凝聚，然后通过多介质过滤器滤掉。

2. 水的过滤

过滤的目的就是进一步除去水中的悬浮物。要求经过多次过滤后的出水水质如下：澄清器出水浊度小于 1FTU，最好小于 0.5FTU；过滤器的出水浊度小于 0.5FTU，CODMn 小于 1.5mg/L，含铁量小于 0.05mg/L（以 Fe 表示）。为了保证反渗透进水的 SDI 小于 4，系统设置五用一备多介质过滤器。多介质出水后经三用一备活性炭过滤器，用以吸附水中有机物及余氯。

海水分别进入 5 台多介质过滤器，多介质过滤器的作用是除去凝聚物和悬浮物。多介质过滤器出水到活性炭过滤器。多介质过滤器的出水进入三台活性炭过滤器，它的作用是除去部分余氯。

由于反渗透器对进水中悬浮杂质含量有严格的要求，所以威海电厂每套反渗透装置（RO）还配置了一台出力为 $130m^3/h$ 的 $5\mu m$ 微孔过滤器（或称保安过滤器），以防止悬浮颗粒杂质进入高压泵及反渗透膜组件。$5\mu m$ 微孔过滤器透过大于 $5\mu m$ 颗粒的概率小于 0.05%。

3. 水的消毒杀菌

为了防止反渗透膜的微生物污染，对反渗透进水要进行氯化处理，当反渗透膜元件材料为醋酸纤维素时，水中还要求有 0.2～1mg/L 的残余含氯量，以防膜元件的再污染。

当向水中投加 NaClO 时，其氧化能力取决于水中 HClO 与 ClO^- 所占的比例。当 HClO 与 ClO^- 作为氧化剂时，它们均有较强的氧化能力，但 HClO 的氧化能力比 ClO^- 要强得多，ClO^- 杀菌作用一般只有 HClO 的 1%～2%。

威海电厂在进入多介质过滤器之前加一定量的 NaClO 进行消毒（采用 2 台 1kg/h 海水电解槽，一用一备），PAM 帮助絮凝，为保证反渗透进水余氯小于 0.1mg/kg，所以在活性炭过滤器出水母管上加适量的 $NaHSO_3$ 进行还原，以满足反渗透的要求。

4. 水的酸化

在反渗透除盐过程中，由于反渗透膜对于水中 CO_2 的透过率几乎为 100%，而对 Ca^{2+} 的透过率几乎为零，因此给水被浓缩时，将会导致浓水侧的 pH 值升高和 Ca^{2+} 浓度增加。而 pH 值的升高，会引起水中 HCO_3^- 转化为 CO_3^{2-}，这样，极容易造成碳酸钙 $CaCO_3$ 在反渗透膜上析出，损坏膜元件，造成反渗透膜透水率和脱盐率的下降。反渗透系统中，通常防止 $CaCO_3$ 在膜上沉淀的方法是加酸（盐酸）调节水的 pH 值，加酸量的大小就是要使浓水中朗格里尔指数 LSI 小于或等于零，使 $CaCO_3$ 无法在膜上沉淀出来。一般情况下，在反渗透系统中加盐酸调节 pH 值的为多。

5. 水中加阻垢剂

防止硫酸盐结垢的方法，通常是在给水中加入阻垢剂（如六偏磷酸钠）。但是由于六偏磷酸钠分解后又能成为细菌的营养物，获取此营养物的细菌会在膜元件内部迅速繁殖造成难以清洗的生物结垢。所以在大型海水淡化设备中最好采用复合阻垢剂。威海电厂采用英国进口 PermatreatPC100 复合阻垢剂。该产品具有如下特点：不造成二次污染；降低运行成本；可以对胶体有分散作用，避免胶体污染；寿命长，操作方便。

三、反渗透膜元件的选择

在20世纪60年代初，美国的Loeb和Sourirajan研究的制造CA膜技术，使CA膜产水量提高了10倍，脱盐率高达95%，这样，开始了CA膜在商业上的使用。随后，由于反渗透技术应用于水的脱盐等领域后显示出了许多优势，因此被广泛研究，并研制出了许多种类的膜材料。80年代开发出TFC复合膜，该膜通常可在pH 2～11之间运行，抗生物侵蚀能力强，且能抗膜的压密。该膜的最大优点：一是可在较低压力下运行，节约能源；二是不易水解，透盐量能维持稳定，不像CA膜，其透盐量随时间增长而增加。

威海电厂采用美国陶式TFC复合膜，美国DOW公司生产的TFC复合膜由三层组成，底层是聚酯织物，约120μm厚，中层为微孔的聚砜材料，约40μm厚，表面孔径约为15nm，上层即为超薄的脱盐层，为特制的聚酰胺材料，约0.2μm厚。

四、反渗透装置的清洗

在正常运行情况下，反渗透膜可能被无机物垢、胶体、微生物、金属氧化物等污染，这些物质沉积在膜表面上，将会引起反渗透装置出力下降或脱盐率下降，因此，为了恢复良好的透水和除盐性能，需要对膜进行化学清洗。

凡具备下列条件之一，需要对膜元件进行清洗：正常的出水流量下降10%；产品水含盐量明显增加；RO装置每段压差比运行初期增加15%或35kPa；已证实有污染或结垢发生；即使压差尚未增加15%，但已运行3～4个月；需要长时间停用，在停止运行之前进行清洗。

因为温度较低时将影响清洗效果，所以要求清洗温度不低于15℃。选用的清洗泵应能克服保安过滤器的压降、膜组件的压降、管道阻力损失等，一般选用压力可为0.3～0.5MPa。

五、影响反渗透运行的因素

影响反渗透运行的因素很多，主要的有以下几点。

1. 温度

醋酸纤维素膜、聚酰胺膜和复合膜对温度都有使用限制。膜元件（组件）标明的透水量一般是在25℃的情况下，在其他温度下可以根据厂商资料做适当的校正。适当提高进水温度，可以降低水的黏度，提高膜的透水量。尤其是在冰冷的北方，对给水进行加热是必要的。在温度高于20℃时运行，温度升高1℃，透水量约增加3%。

2. 运行压力

运行压力由渗透压力、净推动力和管路等的压降组成。渗透压力与原水中的含盐量和水温成正比，与膜性能无关。净推动力是为了使膜元件（组件）产生足够的产品水而需要的压力。由于透水量与运行压力成正比，因此提高运行压力将增大透水量。

3. 膜上结垢

膜上结垢是由给水中一些难溶盐的沉淀引起的。给水中的盐在RO工艺中得到浓缩，回收率为50%时浓缩2倍，回收率为75%时浓缩4倍。这引起一些盐的离子浓度乘积超过其溶度积而沉淀。浓差极化和膜组件排列的不均匀分布在一些地方会产生更大的浓度。浓水流量必须维持在难溶盐不析出的状态下，并保持合适的水回收率。常见的垢有$CaCO_3$、$CaSO_4$。加聚丙烯酸阻垢剂，可以防止$CaCO_3$、$CaSO_4$垢的形成。



4. 二氧化碳

二级反渗透产水通过一台 ϕ1400mm 的除 CO_2 器，用于控制淡水箱的 CO_2 含量在 5mg/kg 之内。除 CO_2 器的作用是除去水中的 CO_2，减少对用水设备的腐蚀；减少后级处理的混床负荷，提高水处理系统的经济性和出水水质。

第四节 反渗透海水淡化能量回收技术的发展及应用

一、概述

海水淡化技术发展的一个重要目标是降低运行成本，在运行成本的构成中能耗所占的比重最大，降低能耗是降低海水淡化成本最有效的手段。反渗透海水淡化（SWRO）是目前海水淡化的主流技术之一，反渗透海水淡化过程需消耗大量电能提升进水压力以克服水的渗透压，反渗透膜排出的浓水余压高达 5.5～6.5MPa，按照 40%的回收率计算，排放的浓盐水中还蕴含约 60%的进料水压力能量，将这一部分能量回收变成进水能量可大幅降低反渗透海水淡化的能耗，而这一目标的实现有赖于能量回收技术的利用。

通过能量回收装置的应用大幅降低了淡化水的生产成本，促进了反渗透淡化技术的推广和应用，并使之成为最具竞争力和发展速度最快的海水淡化技术。因此，能量回收与反渗透膜和高压泵并列成为反渗透海水淡化系统中的三大关键技术。

二、国外 SWRO 能量回收技术的发展

20 世纪 70 年代，随着反渗透技术开始用于海水/苦咸水的淡化，各种形式的能量回收装置也相继出现。能量回收装置总体上分为两类，即水力透平式和功交换式。

1. 水力透平式能量回收装置

最早的能量回收装置是水力透平式，瑞士 Calder. AG 公司的 Pehon Wheel 透平机和 Pump Ginard 公司的 Francis 透平机，效率一般为 50%～70%。其原理是利用浓盐水驱动涡轮转动，通过轴与泵和电机相连，将能量输送至进料原海水，过程需要经过“水压能→机械能→水压能”两步转换。

水力透平机与高压给水泵电机同轴连接，一般是高压给水泵双出轴两侧分置电机和透平机，也可以是电机双出轴两侧分置水泵和透平机。透平机作为电机的第二驱动助推电机，通过减小电机转矩，降低电机动力消耗。

在上述基础上经过改进出现了一些独特的设计，其中最具代表性的有丹麦 Grundfos 公司生产的 BMET 透平直驱泵和美国 PEI 公司生产的 Hydraulic Turbo charger。两者均是透平机与泵一体化设计，一根转轴连接两个叶轮，全部封装在一个壳体中，浓盐水流过叶轮时通过冲击叶片而推动叶轮转动，从而驱动透平轴旋转。透平轴直接带动增压泵工作输出机械功，浓水能量转换成原海水能量的转换效率可提高至 65%～80%。

高压泵与透平机增压泵两级串联完成原海水的压力提升，通过透平增压降低高压泵所需扬程，减少电机动力消耗。所不同的是 BMET 的透平增压泵与高压泵是一个整机，其中透平增压泵位于高压泵的进口（见图 6-5）；而 Turbo charger 是一个单独的装置，安装在高压泵的出口（见图 6-6）。

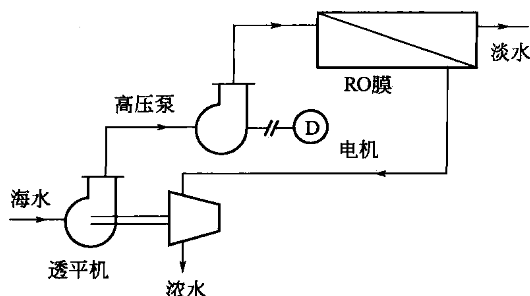


图 6-5　BMET 透平机

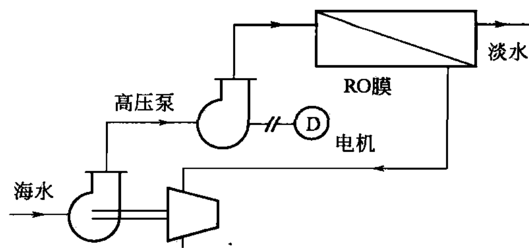


图 6-6　透平机

2. 功交换式能量回收装置

20 世纪 80 年代出现了一种新的能量回收技术，其工作原理是“功交换”，通过界面或隔离物，直接把高压浓盐水的压力传递给进料海水，过程得到简化，只需要经过“水压能→水压能”的一步能量转换，能量回收效率得以提高。

1975 年功交换器第一次应用在 SWRO 上，由于压力和流量的瞬变，致使阀寿命很短，使用不久就停止了服务。20 世纪 80 年代中期大型功交换器商业化开发停止，其主要原因是当时 SWRO 装置规模相对较小，功交换器造价高，可靠性差。

1985 年，在加勒比海地区开始出现“建造—拥有—运行”（BOO）式的 SWRO 合同，由于加勒比海地区能源成本高，越来越多的反渗透海水淡化装置开始使用功交换器。该地区 1990～2000 年建造的 9 个淡化装置中共安装了 17 个大容量功交换器，每个装置的流量都超过 $1000m^3/d$。目前反渗透海水淡化工程中应用的功交换式能量回收装置主要为转子式压力交换器和活塞式阀控压力交换器两类，能量回收效率高达 90%～97%。

转子式压力交换器：以美国 ERI 公司的 PX 转子式压力交换能量回收装置（见图 6-7）为代表，原理是高压浓盐水推动圆周开有多个纵向沟槽（类似于多个微型液缸）的无轴陶瓷转子旋转，使多个微型沟槽分别在两侧静止的配流盘高压区和低压区交替转换切入，进入高压区的微型液缸进行能量回收传递向外排液，进入低压区的微型液缸进行原海水补液，PX 需配增压泵以使初步升压的原海水进入 RO 系统。

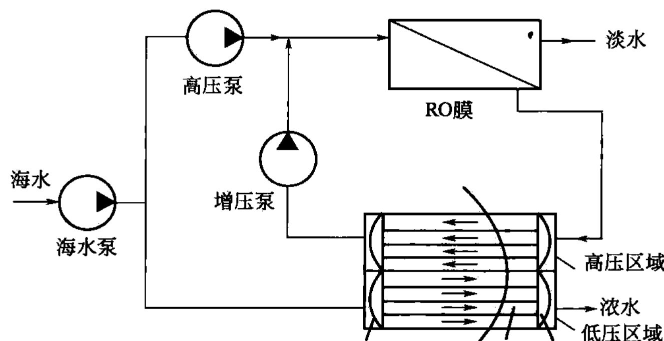


图 6-7　PX 能量回收装置示意

高压浓盐水与低压原海水直接传递压力，水在多个微型液缸中的停留时间很短，两种液体由一段封闭的“液体活塞”分开，能量回收效率较高，浓水能量至原海水液体能量的转换效率>92%。

活塞式阀控压力交换器：活塞式阀控压力交换器以瑞士 Calder. AG 公司的 DWEER 双功交换能量回收装置、德国 KSB 公司的 SalTec DT 压力交换器、德国 Siemag Transplan 公



司的 PES 压力交换系统及 Ionics 公司的 DYPREX 动力压力交换器为代表。原理是采用两个大直径液缸，其中一个液缸中高压浓水推动活塞将能量传递给低压原海水向外排液，另一个液缸中供料泵压入低压原海水补液并排出低压浓水，两液缸在 PLC 和浓水换向阀的控制下交替排补海水，实现了浓水能量转换成原海水能量的回收过程。

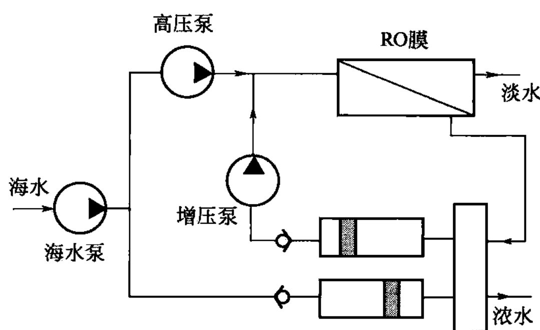


图 6-8　DWEER 能量回收装置示意

活塞式阀控压力交换器需配备增压泵以使初步升压的原海水进入 RO 系统，由活塞隔离浓水和原海水，能量回收效率一般高于 92%。DWEER 能量回收装置见图 6-8。

三、国内的研究状况

国内对能量回收装置的研究起步较晚，进行反渗透用能量回收装置研究的主要有中科院广州能源所、天津大学、杭州水处理中心和天津海水淡化研究所 4 家单位，研发方向均为双液压缸功交换式能量回收装置。

广州能源所研发的试验样机为带活塞杆的双液压缸功交换式能量回收装置（专利号：200510035328.8），使用电磁阀进行高、低压水的切换，并用蓄能器稳定压力。试验表明，稳定压力的效果不错。

天津大学的双液压缸功交换式能量回收装置使用多个气动阀进行高、低压水的切换，由 PLC 控制阀门的动作，在 $1000m^3/d$ 的反渗透海水淡化试验平台上进行了试验，取得了一定效果，并申请了专利（专利号：200510014295.9）。

杭州水处理中心设计的能量回收装置主要由双液压缸、止回阀和四通功能阀组成，两台液压缸通过活塞杆定位，并固定在一条直线上。装置设计申请了发明专利（专利号：200510050117.1）。

天津海水淡化研究所自主研发了一台具备升压功能的差动式反渗透能量回收装置，流量可达 $18m^3/h$。在反渗透海水淡化试验平台上进行了系统试验，通过 168h 的连续不间断运转测试表明：装置运行稳定，有效能量回收率>90%，压力波动<0.2MPa。已申请发明专利 1 项、实用新型专利 2 项（专利号分别为 201010122952.2、201020129553.4、201020129553.4）。

上述几家单位的研究成果虽然还没有在海水淡化工程中得到推广应用，但工业化发展及应用前景良好。

四、能量回收装置性能比较及发展趋势

几种国外能量回收装置的性能对比见表 6-4。

表 6-4 中前两种为水力透平式，用于与高压泵串联安装，通过降低高压泵所需的扬程达到节能的目的，不需要增压泵和自动阀门，但效率较低，特别是低流量时效率更低；后三种为功交换式，用于与高压泵并联安装，通过减小高压泵所需的流量达到节能的目的，需要配置增压泵，在很宽的流量范围内均能达到较高的效率。

功交换式能量回收装置由于具有较高的能量回收效率，能更有效地降低反渗透海水淡化系统能耗的优势，已成为国内外研究和开发的热点，其产品市场占有率也呈逐年快速增长的发展趋势。

表 6-4　能量回收装置性能比较

项　目	流量/(m^3/h)	效率/%	混合度/%	外加动力	增压泵	自动阀门
Turbo charger	100～1600	60～80	很小	无	无	无
Telton Turbine	15～1200	>60	很小	有	无	无
PX	2～50	90～97	4	无	有	无
DWEER	15～280	90～97	1.5	有	有	有
SalTec	40～400	90～97	1.5	有	有	有

五、能量回收装置在国内的应用

国外能量回收装置在我国海水淡化工程中的应用情况见表 6-5。

表 6-5　能量回收装置在我国海水淡化工程中的应用

项　　目	能量回收装置	完成时间
大连长海县 1000m^3/d 系统	Turbo charger	1999 年
沧州化工 18000m^3/d(BWRO)系统	Turbo charger	2000 年
鲁南化肥厂 4800m^3/d 氯化铵废水回用系统	Turbo charger	2003 年
唐山大唐王滩电厂 10000m^3/d 系统	Turbo charger	2005 年
舟山嵊泗岛 500m^3/d 系统	BMET	1997 年
大连华能电厂 2000m^3/d 系统	BMET	2001 年
华能威海电厂 2000m^3/d 系统	Pebon Turbine	2001 年
大连石化 5000m^3/d 系统	PX	2003 年
山东石岛 5000m^3/d 系统	PX	2003 年
天津科委 1000m^3/d 系统	PX	2003 年
山东黄岛发电厂 3000m^3/d 系统	PX	2005 年
浙江玉环电厂 36000m^3/d 系统	PX	2006 年
山东黄岛发电厂 10000m^3/d 系统	PX	2007 年
天津大港新泉海水淡化厂 $10\times10^4m^3$/d 系统	PX	2009 年

表 6-5 中除 PX 为功交换式能量回收装置外，其他均为水力透平式能量回收装置。从发展趋势来看，前几年水力透平式应用较多，但近几年功交换式能量回收装置特别是 PX 在建成的海水淡化工程中已被普遍采用。

SWRO 能量回收装置主要有水力透平式和功交换式两大类。水力透平式用于与高压泵串联安装，通过降低高压泵所需扬程达到节能的目的，不需要增压泵和自动阀门，单机流量大，但效率较低，特别是低流量时效率更低；功交换式用于与高压泵并联安装，通过减小高压泵所需流量达到节能的目的，一般需要配置增压泵，单机流量较小，可并联使用，在很宽的流量范围内均能达到较高的效率。

功交换式能量回收装置由于具有较高的能量回收效率，已经逐渐成为海水淡化行业中研究和开发的热点，其产品市场占有率也呈逐年快速增长的发展趋势，近年来国内海水淡化工程大多采用美国 ERI 公司的 PX 能量回收装置。

我国在 SWRO 能量回收技术方面的研发起步较晚，发展比较迟缓，装置形式较单一，大都局限于双液压缸功交换式，整体水平同国际先进技术还有很大的差距，但工业化发展及



应用前景较好。随着我国淡水资源的日益缺乏，反渗透海水淡化工程必将大力发展，因而研究开发具有自主知识产权的能量回收装置具有深远的意义。

第五节　海水淡化技术在火力发电厂中的应用

一、应用概况

中国是水资源大国，同时也是人均水资源贫国，其人均水资源量为 2220m³。近 20 年来中国沿海地区经济发展迅速，在国民经济中占有举足轻重的地位。但是沿海城市的缺水形势极为严峻，沿海工业城市的人均水资源量大部分低于 500m³，处于极度缺水境况。

解决我国沿海地区淡水资源短缺问题的基本途径是开源节流。一是大力开展全面节水，提高用水效率；二是大力开展海水的有效利用，优化水资源结构；三是积极创造条件，实施必要的跨流域调水。但蓄水、跨流域调水等传统措施，只能实现水资源的时空位移，解决部分地区缺水问题，而不能增加水资源总量，难以解决缺水的根本问题。因此，海水淡化利用既紧迫、又任重道远，也可以大有作为。

随着人类淡水需求猛增以及海水淡化技术的不断完善，海水淡化产业化格局已经形成。现今的海水淡化技术越来越得到重视；应用越来越广泛；规模也越来越大；而海水脱盐技术的日臻成熟，则为海水淡化的大规模产业开发创造了可行条件。

目前，海水淡化技术已经成为解决全球水资源危机的重要途径。到 2010 年，世界上已有 150 多个国家和地区在应用海水淡化技术，全球日产量近 3590 万吨。

我们知道，近年来海水淡化技术的推广速度之所以较慢，是因为淡化制水成本太高的原因。海水淡化制水成本主要包括能耗、资金成本及固定资产投资等，其中能耗一项约占淡化制水成本的一半。

海水淡化的能耗主要是电和蒸汽，而滨海电厂能够提供大量的低品位乏汽和廉价的电源，并提供取、排水等公用设施，同时，海水淡化为电厂提供淡水水源以解决工业用水和生活用水。

因此，如果将海水淡化厂与滨海电厂相结合，可以实现资源的共享和项目优势的互补。

本节重点研究两个方面：第一，海水淡化系统利用电厂有利条件的设计分析；第二，电厂海水淡化的投资与成本预测。

二、火力发电厂有利于海水淡化的相关条件

1. 火电厂有大量的冷却用海水

火力发电厂需要大量的冷却用水。不同容量发电厂的冷却水量见表 6-6。

表 6-6　不同容量发电厂的冷却水量　　m³/h

名　称	不同发电厂容量的冷却水量									
	50MW	100MW	125MW	200MW	300MW	400MW	500MW	600MW	900MW	1200MW
循环供水	9200	18400	20100	33100	49680	55200	69000	99350	149000	198700
直流供水	11800	21400	23450	43800	57960	70800	88500	115850	150800	231700

由于滨海电厂一般都采用直流冷却，因此取用的海水量十分巨大，以 600MW 机组考

虑，取海水量达 115850m³/h，每天取水量达 278 万吨。而一般一座大型火电厂基本上容量都在 600～2000MW，因此每天取水量高达几百万吨甚至上千万吨。而海水淡化厂即使是 10 万立方米/天规模的每天取水量也不过 25 万吨，每天排水量也就在 15 万吨，仅占到电厂冷却海水量的 1%或更低，因此在火电厂内建设海水淡化装置完全可利用火电厂的取、排水设施。

2. 火电厂有大量的余热

目前与 600MW 机组配套的锅炉蒸发量为 2008t/h，一般每千克蒸汽在凝汽器中冷凝时释放的汽化潜热为 2383～2424kJ/kg，因此凝汽器冷凝时所释放的热量约 1.145×10^9kcal/h (1cal=4.1840J)，每小时可使约 11 万吨冷却水温升 10℃，这一巨大的热源使火电厂排放的冷却水温度至少升高 8℃以上。

3. 火电厂用电成本较低

目前国内市场销售电价与电厂上网电价存在较大差距，南方以浙江省为例，平均销售电价为 0.575 元/(kW・h)，但电厂上网电价并不高，如浙江省物价局 2007 年批准的华能玉环电厂含税上网电价为 0.406 元/(kW・h)，北方以辽宁省为例，平均市场售价 0.55 元/(kW・h)，大连地区 2010 年的上网标高电价为 0.395 元/(kW・h)。

三、火力发电厂海水淡化的系统设计

1. 取水系统设计

取水可完全利用现有火电厂的取水设施，将火电厂部分冷却用水作为海水淡化装置的原海水。海水淡化装置原水从火电厂凝汽器冷却水管出口接出，通过保温管道输送到海水淡化装置前处理设施，一般情况下，可保证冬天有 8～10℃的温升。

2. 排水系统设计

排水则完全利用火电厂冷却水的排放渠，将海水淡化浓海水排入，通过大量冷却水的稀释，降低其排入环境的盐度。以 100000m³/d 淡化装置计，每天排入大海的浓海水量约 15 万吨，盐度在 50000mg/L 左右，如与 600MW 机组的直流冷却海水混合，则排放的直流冷却海水盐度仅升高 3%，对海洋环境的影响远比单独建淡化厂排放设施所造成的影响要小得多。

利用火电厂现有的取、排水设施，大大节约工程投资。而它的投资一般占海水淡化工程总投资的 10%～30%。

四、低温多效（LT-MED）在电厂中的设计应用

LT-MED 装置利用一列水平管、降膜式蒸发冷凝器，通过动力蒸汽释放的潜热循环进行重复并同时进行蒸发和冷凝过程，每一个连续不断的步骤在独自的容器或效段内围绕着每一效略低的温度-压力，液-汽平衡点进行，从给定量的低品位输入蒸汽生产大量的蒸馏水，如图 6-9 所示。

基于可利用的低品位热源温度和成本，以及投资与造水成本最经济的平衡点，从而确定海水淡化装置的热回收段中蒸发冷凝器的效应段数。从技术方面来说明，装置可采用的效应段数只受蒸汽和进入装置的海水温度，即装置的热端和冷端间的温差，以及每效所允许的最小温差限制。

在一列低温多效蒸馏装置中每一蒸发器（效段）的低温差使得在维持最高盐水温度



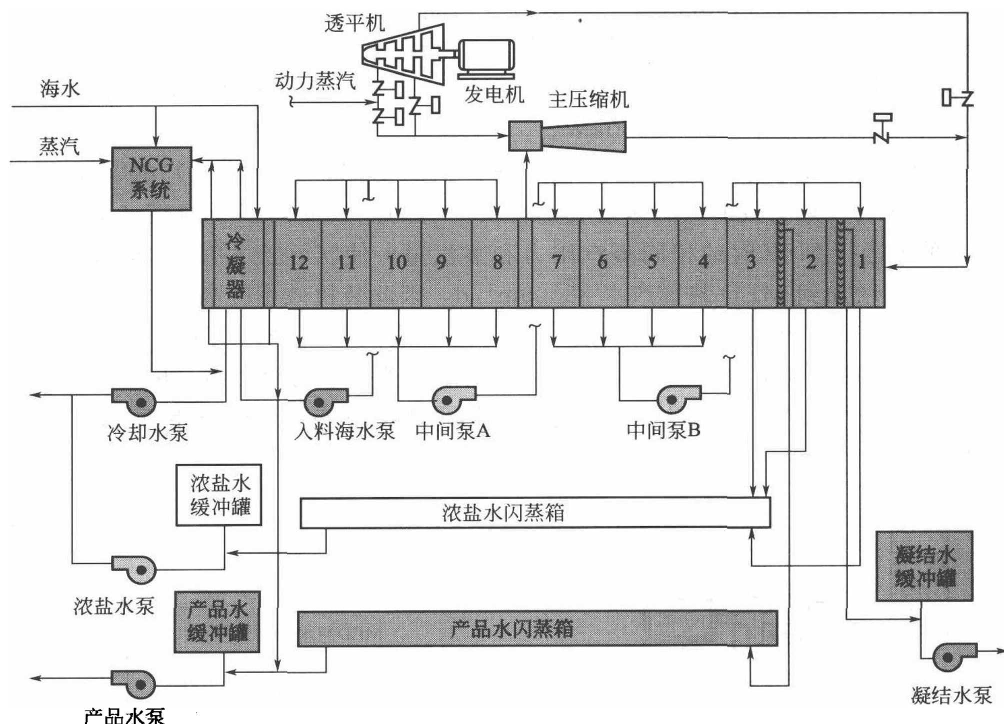


图 6-9　LT-MED 运行系统图

70℃时可使用多个效段，因此显著地提高了造水比（或经济比）。LT-MED 装置由最低压力 0.035MPa 的蒸汽或 55℃以上的热水作为动力热源驱动。在蒸汽压力 1.0ata 以上的情况下，可采用蒸汽热压缩装置 TVC-MED 的型式运行。

1. 从汽机抽汽与 LT-MED 结合的 TVC-MED 装置

从汽机获取压力 1.0ata 以上抽汽的发电厂与低温多效蒸馏海水装置结合是非常有效的。

压力 1.0ata 以上的抽汽通过蒸汽喷射式热压缩机运行，可提高海水淡化装置的造水比。热压缩机相对便宜，没有运动部件并耐用。

在美属维京群岛，从 20 世纪 80 年代初以来，已有 15 台 TVC-MED 装置投入运行。各装置运行的抽汽压力不同，为 2.0ata 至 10ata 不等，造水比均在 10 以上，电耗 1.25 度/m^3 产品水。自安装以来，这些低温多效装置一直以高于额定性能值运行着。

在印度荣誉炼油厂，从 1998 年起，已有 9 台 TVC-MED 装置开始运行，总产水量 16.5 万立方米/天。两种运行模式下的蒸汽压力分别为 4.5ata 和 0.5ata，对应的造水比分别为 11 和 7.7。运行结果表明，这些装置运行可靠、灵活，且一直能以超过 10%的额定产量连续运行。

在天津北疆电厂，4 套 TVC-MED 25000m^3/d 海水淡化装置正在安装中，在抽汽压力为 0.06～0.58MPa 的范围下运行。在 0.5MPa 运行压力下，装置造水比达 15.4。

2. 背压式透平机与 LT-MED 的结合

高可靠性和高利用率是发电公司所期望的。低温多效蒸馏工艺使用标准冷凝透平机的特性使其完全满足大的、以发电和产水为目的的工厂。这种性能使得在已有发电厂的后续阶段可以添加海水淡化装置，因为这不需要改变透平机的设计。

在西班牙拉斯帕尔马斯，蒸汽发电厂由两台燃油蒸汽锅炉向两台12MW背压透平发电机提供过热蒸汽和提供电厂内部使用的饱和蒸汽。

每台透平机设计在蒸汽为67276kg/h、压力40kgf/cm²、温度460°C和透平机背压1.2kgf/cm²（绝压）时发电量为12100kW。

与电厂同时运行两台MED 17500m³/d装置，以1.2kgf/cm²（绝压）的背压蒸汽运行，造水比达11。该装置是高效的低温多效装置替换已有的能效低的多级闪蒸（MSF）装置的典型案例：采用运行MSF时的相同蒸汽压力和蒸汽量，使实际产水量从原有的MSF装置产水18000m³/d增加到MED装置产水38000m³/d，因此装机效率提高了约110%。

对于压力0.35bar的背压蒸汽，从透平机排出的蒸汽直接进入MED装置，图6-10所示。因为MED装置起到了冷凝器的作用，从而取消了透平机的冷凝器。因每台透平机都配有多台淡化装置，因此当一台淡化装置停车时，透平机仍将连续运行，伴随其余的淡化装置的是背压稍有提高。

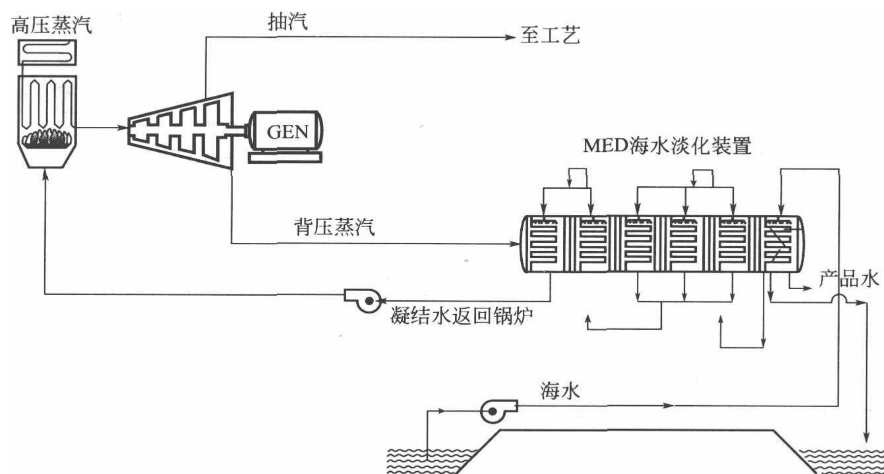


图6-10　0.35bar背压蒸汽与MED结合

3. 抽汽与辅助透平机联合后再与LT-MED的结合

压力1.5bar以上的抽汽首先用于驱动辅助透平机，应用能量净发电，然后排放压力为0.35bar的蒸汽直接进入MED装置的第一效。

1988年安装在荷兰安德列斯群岛的10000m³/d的水厂采用了该原理。这套装置的成功运行使得该公司购买了第二套相同的装置，并于1990年调试并投入运行。该厂包括一台小型的透平机，从主透平机抽取48t/h的压力为1.5bar的蒸汽发电3.2MW，排出的0.35bar的蒸汽直接输入MED装置生产10000m³/d的产品水。这使得海水淡化包括蒸汽在内的净能耗在5kW·h/m³以下。

低温多效蒸馏海水淡化装置与那些相似的和可选用的技术相比具有显著的低运行成本，通过与发电厂结合，利用电厂余热可经济地实现水电联产。

五、电厂反渗透海水淡化的系统设计

常规海水淡化工艺流程见图6-11。

由于我国沿海海域水质较差，尤其是东海海域，浊度最高，所以采用常规反渗透脱盐的预处理工艺不能满足需求，需要增加海水前处理工艺，一般采用澄清、沉淀＋粗过滤工艺。



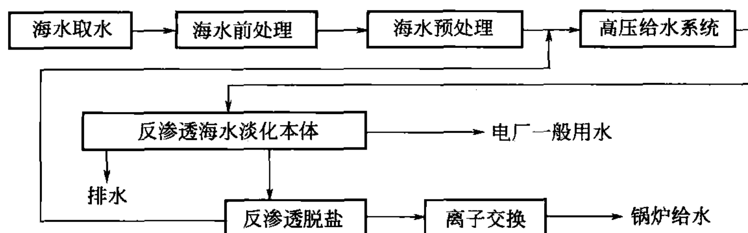


图 6-11 常规海水淡化工艺流程

从目前实际使用情况看，采用澄清＋多级过滤的方式较为实用。通过澄清工艺可使较宽范围浊度的海水处理到 10 度以下，而且药剂成本也较低。

当采用海水前处理工艺后，再通过多级过滤的方式将海水浊度降到 1 度或者污染指数降到 5 以下，一般的海水预处理工艺采用多介质过滤＋保安过滤，也有要求较高的业主采用超微滤作为海水预处理工艺，但较传统过滤方式投资略高。

由于 PX 型能量回收器在我国的成功应用，使国内新建的中小型海水淡化装置都采用了这种部件，而效率与之接近的瑞典 Calder 公司的柱塞式能量回收装置和挪威阿科凌公司的能量回收装置在国内使用较少。因此，现有的高压给水系统都采用了高压泵＋PX 能量回收器＋压力提升泵的组合设计。

反渗透本体的工艺设计已相当成熟，一般设计回收率在 40%～45%。反渗透膜元件具有产水量受温度影响大的特点，尤其对于海水淡化装置，其影响十分显著。反渗透海水淡化膜元件的温度影响因子一般在 3%左右，因此当温度差 10℃时，产水量可差 30%左右。为了保持相对稳定的产水量，需要对操作压力进行调节，反渗透海水淡化膜的操作压力调节可达 2MPa，升高操作压力可提高产水量。水温是反渗透海水淡化系统设计的重要依据之一，我国东海及黄渤海沿海地区年平均水温度一般在 10～15℃，为了保证供水，一般以平均温度作为设计点，这样当水温低于平均温度时，产水量也会相应下降，高于平均温度时，产水量会超过设计值。当要求反渗透系统产水恒定时，将最低温度作为设计点，这样任何时候的产水量都会达到或超过设计值，这样采用的膜元件数量会较多。

产水后处理主要是要满足业主对产品水水质要求。对于市政用途的海水淡化厂，一般要求调节 pH 值或者添加一些矿物质元素。对于用作锅炉补给水的火电厂用户，由于反渗透海水淡化装置产水电导一般在 80～300μS/cm，因此还需配置一级反渗透＋离子交换或二级反渗透来满足锅炉补给水的水质要求。

排水设施必须与取水口间距较远，避免海流将浓海水带到取水口影响取水盐度，另外，排水口必须迅速扩散，使浓海水对海洋环境的影响减到最低程度，因此排水设施的投资也是较大的。当海水淡化规模较小时，排放的浓海水量相对较小，对环境可能造成的影响较小，往往可简单地设计一根排放管道，将排放口延伸到离取水口有一段距离后就直接排放了，这样的投资相对较小。当海水淡化规模较大时，需要进行全面的环境评价，需要进行较细致的沿海地质地貌和水文勘察，需要设计制造复杂的排放口，这部分的投入可能会更大。

根据火电厂具有的有利于反渗透运行的相关条件，对反渗透海水淡化系统进行优化设计，使工程造价更低，运行费用更节省。

六、按最低温度作为设计点的设计方案

为了保证一定的供水量，对于火电厂海水淡化装置，拟按最低温度作为设计点，考虑到

膜元件的安全性，拟将最低温度设定为2℃，按此温度作为极限值进行设计，再按平均水温下参数进行分析，平均水温按12℃测算，鉴于利用了火电厂余热后海水淡化装置进水水温可升高8～10℃，因此与火电厂结合后平均水温上升到20℃。设计方案比较见表6-7、表6-8。

在操作压力基本维持不变的条件下，由于设计点的提高，可使膜元件的数量从735支最多减少到595支，因此相应减少压力膜壳20支、膜元件140支。

表6-7　设计方案一（按最低温度作为设计点设计）

设计温度	2℃(最低温度)	12℃(平均温度)	20℃	20℃	20℃	20℃	10℃
设计产水量/(m^3/d)	10000	10000	10000	10000	10000	10000	10000
回收率/%	40	40	40	40	40	40	40
设计膜元件数/支	980	980	980	840	805	770	770
原水TDS/(mg/L)	30265	30265	30265	30265	30265	30265	30265
污堵因子	0.85	0.85	0.85	0.85	0.85	0.85	0.85
计算给水压力/bar	59.65	51.22	47.18	50.2	51.13	52.16	59.68
计算有效膜面积/m^2	34596	34596	34596	29653	28418	27182	27182
产水TDS/(mg/L)	38.2	82.1	146.5	125.9	120.9	115.8	56.1
能耗/(kW·h/m^3)	5.18	4.45	4.1	4.36	4.44	4.53	5.18

注：以最低温度时操作压力不超过6MPa来设计，需要膜元件980支，当水温在平均温度时操作压力在5.1MPa左右，升温后，设计点提高8℃，可以相应减少膜元件，最多可减至770支。

按平均温度为设计点的设计方案见表6-8。

表6-8　设计方案二（按平均温度为设计点来设计）

设计温度	12℃(常规设计点)	20℃	20℃	20℃
设计产水量/(m^3/d)	10000	10000	10000	10000
回收率/%	40	40	40	40
设计膜元件数/支	735	735	700	595
原水TDS/(mg/L)	30265	30265	30265	30265
污堵因子	0.85	0.85	0.85	0.85
计算给水压力/bar	59.35	53.3	54.57	59.39
计算有效膜面积/m^2	25947	25947	24711	21005
产水TDS/(mg/L)	62.3	110.7	105.6	90.3
能耗/(kW·h/m^3)	5.15	4.63	4.74	5.16

注：设计点操作压力在6.0MPa，采用ROSA6.1软件进行计算所得。此设计点温度为最低温度，当温度低于此点时产水量不能调节，只能相应减少。

表6-8是在运行温度为20℃时，采用不同膜元件数量得出的系统能耗和产水TDS数据，从表6-8可以看出，随着膜元件数量的减少，产水TDS不断降低，但是产水能耗则不断提高，当膜元件数量从980支减少到805支，元件数量减少了18%，相应的TDS下降了17.5%，而能耗仅上升了8.3%。当膜元件数量从980支减少到770支，元件数量减少了21.5%，相应的TDS下降了21%，而能耗仅上升了10%。因此减少膜元件有利于降低系统造价，提高产水质量。



七、两个设计方案比较

从两个方案中都可以看出，运行温度越低，产水 TDS 越低，但能耗越高；操作压力越高，产水 TDS 越低，但能耗越高。

当利用火电厂温排水时，在相同膜元件数量条件下，操作压力会大大降低，但同时也会带来产水 TDS 上升的问题。在相同操作压力下，可大大减少膜元件数量，虽然因为温度升高仍会造成 TDS 有所上升，但比膜元件不变情况下 TDS 的上升要好得多。

对于作为火电厂锅炉补给水使用的海水淡化装置，供水保障率是第一位的，因此为确保在冬季低温时反渗透装置产水量的恒定，采取将最低温度作为设计点会导致膜原件选取数量大增，同时高压泵的运行压力范围加大，建议根据电厂海水冷却方式（直冷或循环冷却）的不同，将进入反渗透的海水温度通过蒸汽（或热、膜耦合方式）加热到 20℃，从而可以满足反渗透装置不受季节的影响，稳定运行，尤其适合北方滨海电厂。

按方案一进一步分析，设计一为膜元件采用 980 支（图 6-12），采用原海水，系统随原海水温度变化时产水 TDS 和能耗的变化情况；设计二和设计三是膜元件数量分别为 805 支、770 支情况下，采用温排水作为原水，系统随环境水温变化时产水 TDS 和能耗的变化情况，列为表 6-9。

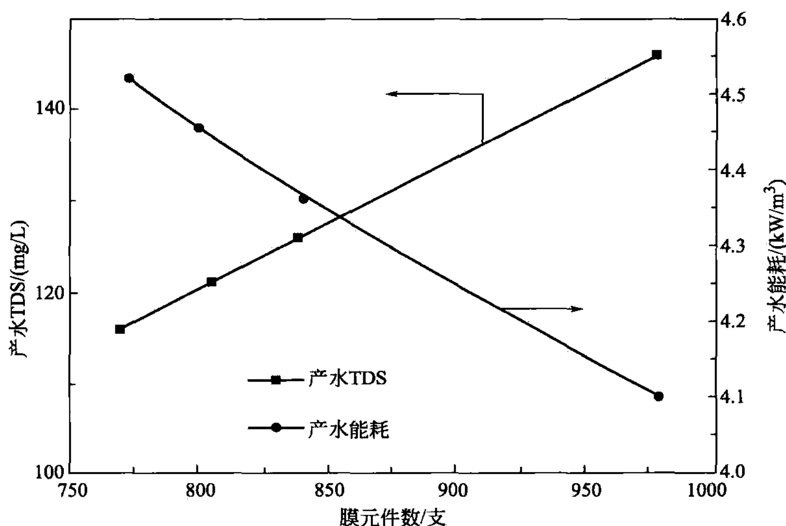


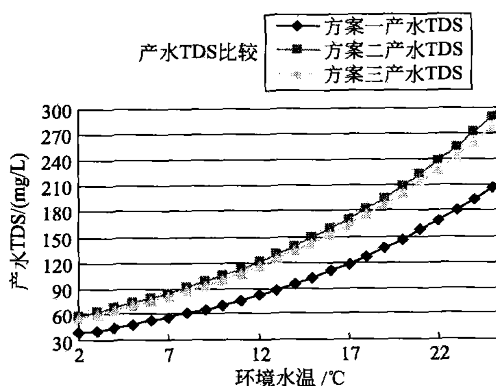
图 6-12　膜元件与产水 TDS 和产水能耗的关系

从图 6-13 可看出，采用温排水后，产水 TDS 在相同环境水温条件下会增加很多，通过减少膜元件数量可以使产水 TDS 接近采用原海水时的产水 TDS，膜元件越少，相同操作条件下产水 TDS 越低，但受操作压力的限制，最多只能将膜元件减少到 770 支，此时产水 TDS 只差 17.84～71.43mg/L。

采用温排水后，当膜元件数量减少到允许的最小值时（因操作压力限制），直到最低运行温度下，设计一和设计三的能耗才相当，随着运行温度的上升，两者能耗差逐渐加大。当膜元件数量在 980 和 770 之间时，在某一温度下，两者能耗相当，低于此温度时，能耗要比设计一低，高于此温度时，能耗比设计一要高，这一能耗相当的温度点随着膜元件数量的多少而变化，设计二采用 805 支膜元件时，能耗相当的温度点在 12℃，当系统在环境水温 12℃以下运行时，系统会比设计一节能，当系统在环境水温 12℃以上运行时，系统会比设

表 6-9　产水 TDS 和能耗变化

设计一：膜元件 980 支，采用原海水			设计二：膜元件 805 支，采用温排水水温提高 8℃			设计三：膜元件 770 支，采用温排水水温提高 8℃		
温度/℃	产水含盐量/(mg/L)	能耗/(kW·h/m³)	温度/℃	产水含盐量/(mg/L)	能耗/(kW·h/m³)	温度/℃	产水含盐量/(mg/L)	能耗/(kW·h/m³)
2	38.25	5.18	10	58.57	5.05	10	56.09	5.18
3	41.39	5.09	11	63.11	4.98	11	60.44	5.1
4	44.76	5	12	67.97	4.9	12	65.09	5.02
5	48.38	4.92	13	73.17	4.83	13	70.07	4.95
6	52.27	4.84	14	78.72	4.78	14	75.38	4.88
7	56.44	4.76	15	84.66	4.71	15	81.07	4.81
8	60.88	4.69	16	90.98	4.65	16	87.15	4.75
9	65.69	4.63	17	97.75	4.59	17	93.61	4.7
10	70.81	4.56	18	104.97	4.54	18	100.52	4.64
11	76.33	4.5	19	112.68	4.49	19	107.92	4.58
12	82.22	4.45	20	120.89	4.44	20	115.79	4.53
13	88.52	4.39	21	129.65	4.39	21	124.17	4.48
14	95.25	4.34	22	138.97	4.35	22	133.1	4.44
15	102.46	4.3	23	148.9	4.31	23	142.6	4.39
16	110.16	4.25	24	159.47	4.27	24	152.72	4.35
17	118.39	4.21	25	170.7	4.24	25	163.48	4.31
18	127.16	4.17	26	182.68	4.2	26	174.94	4.27
19	136.52	4.13	27	195.37	4.17	27	187.08	4.24
20	146.5	4.1	28	208.86	4.13	28	200	4.2
21	157.13	4.06	29	223.18	4.1	29	213.71	4.17
22	168.46	4.03	30	238.38	4.08	30	228.26	4.14
23	180.52	4	31	254.29	4.05	31	243.52	4.13
24	193.35	3.97	32	271.6	4.02	32	260.08	4.08
25	206.99	3.95	33	289.66	3.99	33	277.42	4.05



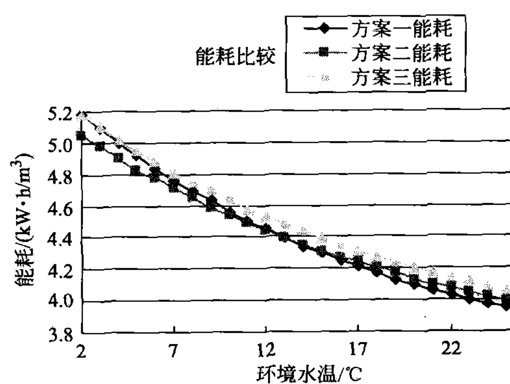


图 6-13　产水 TDS 比较与耗能比较



计一耗能。如膜元件数量再增加，则能耗相当温度点会高于12℃，运行时比设计一节能的温度范围会更宽。

因此，以尽量降低产水TDS，尽量使系统能耗变化不大的角度考虑，宜将平均温度下能耗相当时的设计膜元件数量作为优选数量较为合适。因此设计二为优选设计。

八、淡化水后处理

火电厂所需的淡水量中，作为高品质的锅炉补给水只占了其中一部分，对于一个4×4600MW的火电厂，需要淡水的水量约2.4万立方米/天，而其中锅炉补给水约为4800m³/d，仅占总需水量的1/5左右，其他普通淡水（相当于自来水水质）约19200m³/d。反渗透海水淡化水水质完全满足火电厂所需的普通淡水水质，对于锅炉补给水特别是中高压锅炉的锅炉补给水的水质要求较高，因此有1/5左右的淡化水需要进一步再增加反渗透脱盐＋离子交换工艺来达到锅炉补给水水质要求（如火电厂直接采用自来水供水也需要此工艺）。

九、投资与成本预测

采用温排水可以使设计温度提高，当膜元件的配置数量不变时，在相同产水量指标下，操作压力可下降约6bar，能耗可下降0.5度/吨，对于1万吨/天的系统而言，每天可节约5000度电，按开工5000h计，每年可节约电能104万度。而且因为高压泵的扬程可降低，高压泵的造价也可适当降低。在此方案中，因为操作压力的降低，使产水的TDS也升高较多，但对于生活用水而言，产水TDS增加反而是好事，而当用作锅炉补给水时，一般需进一步脱盐，由于反渗透系统脱盐率为98%左右。因此产水的TDS一般会相差1～2mg/L，对后续的离子交换周期会有一定的影响。

当高压泵的参数不变更，将膜元件数量减少，使系统操作压力与原来接近。按10000t/d海水淡化装置设备投资4500万元估算，设备投资可下降近4.3%。对于火电厂锅炉补给水用途的海水淡化装置，采用减少膜元件数量的优化设计较为合适，产水TDS增加不多，而能耗也基本持平。

参照某万吨级海水淡化工程报价，进行投资及运行成本估算（表6-10）。

表6-10　万吨级海水淡化工程报价成本估算

各部分投资	常规设计	与火电厂耦合设计	节省投资
取水单元/万元	1200	80	1120
前处理单元/万元	1500	1500	0
海水淡化装置/万元	4500	4300	200
排水单元/万元	100	10	90
其他/万元	800	800	0
小计	8100	6690	1410

反渗透采用设计二方案，热、膜两种工艺成本费用预测如下（表6-11）。

表6-11　热、膜两种工艺成本费用预测

内容	膜法	热法	备　注
装置型式	反渗透膜(SWRO)	低温多效蒸发(LT-MED)	
产水量	10000m³/d (4×2500m³/d)	10000m³/d (2×5000m³/d)	

续表

内容	膜法	热法	备　注
产品水质	一级 TDS≤1000mg/kg 二级 TDS≤30mg/kg	TDS≤10mg/kg	
占地	5000m²	5500m²	
动力	电	蒸汽＋电	
静态投资	9740 万元	11323 万元	
制水成本/(元/吨)			
蒸汽费	—	3.2	
药剂费	0.95	0.21	
膜更换费用	0.71	—	
电费	1.1	0.3	
人工费	0.23	0.18	
检修费	0.13	0.273	
经营成本	3.13	4.163	
折旧费	1.28	1.364	
财务成本	0.30	0.693	
其他费用	0.03	0.05	
摊销费	0.01	—	
总成本费用	4.74	6.27	

注：1. 热法的蒸汽参数为 0.5MPa/300℃，装置设置 10 效，造水比为 10。
2. 海水淡化国产化工程可争取到国家（不含地方）6%的补贴，未计算在内。
3. 热法的投资估算是在主要设备国产化基础上给出的。
4. 电价按照厂用电 0.25 元/(kW·h)，蒸汽按照 32 元/吨计。
5. 财务成本包括：利息支出、长期借款利息、流动资金借款利息。

第六节　浙江舟山地区海水淡化技术的应用

我国的人均淡水资源量仅为世界平均值的 1/4，属于贫水国家；沿海城市和岛屿地区缺水更为突出。

解决缺水的方法除了传统意义上的调水和蓄水工程、节水以及污水回用之外，海水淡化技术受到越来越多的重视。海水淡化和海水综合利用是一种特别适用于海岛环境的先进的造水和节水新技术，可以有效缓解我国沿海地区淡水资源缺乏问题。舟山是一个资源型缺水的海岛地区，淡水资源的缺乏严重影响了舟山市国民经济和社会的发展。在舟山市政府的努力下，舟山海岛已开始由地方政府引导的国家海水利用区域综合示范区的建设。

一、舟山海岛地区水资源现状

舟山市为海岛地区，与大陆分隔且岛屿分散，径流短促且径流量较小，受气候影响较大，水资源的时空地域分布不均，主要利用水库、山塘等蓄水设施依靠梅汛和台汛两期降水来蓄水，是一个资源型缺水的地区，目前全市已建水利工程总蓄水能力达到 1.40645×



10^3m^3，正常年份可供水量为 $1.72\times10^3m^3$。

1950 年以来，舟山市出现干旱 38 次，极大地影响了全市正常的生产生活秩序。前几年干旱期间，该市部分岛屿还需要通过外运来解决饮水问题，成本超过了 30 元（未包括水处理成本）。

随着舟山海洋经济的发展、城市化进程的加快和人民生活水平的提高，用水量日益增大。同时，经济发展伴生的水污染问题也日益加重，从而带来水质型缺水。淡水资源的缺乏已成为当前舟山市国民经济和社会发展的瓶颈问题。“十一五”期间，舟山市将引进大型钢铁厂、船舶修造集团、港口电厂、大型物流中转基地，仅工业用水用水量到 2010 年新增 $0.423\times10^3m^3$，由于这些项目会带来对水资源的巨大需求，现有的水资源难以保证，海水淡化将成为优先考虑的供水手段。

二、海水淡化技术

海水淡化技术在国际上得到迅速发展始于 20 世纪 60 年代，经过近几十年的发展，海水淡化技术已经相对比较成熟，目前国际上已具产业化的海水淡化技术主要采用的是蒸馏法和膜法。

1. 蒸馏法

蒸馏法是一种古老的方法，指利用热能进行海水淡化的方法，蒸馏淡化过程的实质就是水蒸气的形成过程，其原理如同海水受热蒸发形成云，云在一定条件下遇冷形成雨，而雨是不带咸味的。蒸馏法又可细分为多级闪蒸法、多效蒸馏法和蒸汽压缩法。

蒸馏法常用多级闪蒸系统和低温多效蒸发系统，其基本原理都是利用蒸汽对海水进行表面加热，加热后的海水在具有一定真空度的多级蒸发器中连续蒸发得到淡水，淡水的总含盐量不超过 5mg/L，加热蒸汽可以全部回收。目前，国内尚不能提供大容量的多级闪蒸和低温多效装置，需要采用进口设备。目前国内已有比较大型的低温蒸馏法海水淡化工程，如天津的大港电厂。

2. 膜法

膜法主要是利用膜的选择透过性进行盐水分离达到海水淡化的目的，主要包括反渗透法和电渗析法。

(1) 电渗析法

电渗析是在外加直流电场的作用下，利用具有选择透过性的离子交换膜的反离子迁移原理，使水中的离子定向迁移，并有选择性地通过带有不同电荷的离子交换膜，从而达到溶质和溶剂分离的过程，从而实现溶液的浓缩、淡化、精制和提纯。电渗析自身的缺点就是：在运行过程中易发生浓差极化而产生结垢；与反渗透相比，脱盐率较低。

在我国的一些地区也采用了这种方法进行海水淡化处理，如 1987 年，在山东长岛县大钦乡建起了苦咸水淡化饮水站，采用部分循环脱盐工艺，将含盐量为 5000mg/L 的苦咸水淡化为含盐量为 500～800mg/L 的饮用水；1988 年山东潍坊在渤海湾地区建成一座电渗析苦咸水淡化站，将含盐量为 3500mg/L 的苦咸水淡化到含盐量为 500mg/L 的饮用水。

(2) 反渗透法

日前在中东地区、某些岛屿国家及西方发达国家的沿海城市和岛屿，已将反渗透海水淡化技术作为制取饮用水的主要方法。而在我国，反渗透海水淡化技术的推广应用起步较晚。在现阶段，反渗透海水淡化作为严重缺水地区或岛屿市政供水的有效途径，在我国天津、大

连长海、山东长岛等缺水地区得到了有效的应用。

舟山海岛的海水淡化采用的也是反渗透技术。反渗透是一种压力驱动的分离技术，由于淡化过程中没有相变，具有显著的节能特征。能量回收装置的使用使得反渗透海水淡化的电力消耗可低于 $4kW\cdot h/m^3$，特别适合于海岛、沿海城市以饮用水为目的的淡化过程。

三、舟山地区的海水淡化技术应用

为解决舟山海岛地区水资源短缺问题，满足舟山市发展海洋经济对水资源不断增长的要求，舟山市政府已经建立一批适用于海岛的各种规模的海水淡化示范工程，并已经有了一定的规模。

舟山海岛由于其独特的地理位置及气候环境特点，是反渗透海水淡化最适合的应用场合，舟山群岛 1997 年首先建设了 $500m^3/d$ 反渗透海水淡化示范基地（嵊泗县嵊泗岛）。

由于舟山属于海岛城市，在建设海水淡化示范工程上自然会遇到很多难题，考虑的因素比较多。根据各海岛、港口的开发需要以及化工资源的建设，需要在不同的岛屿建立不同规模的海岛海水淡化示范工程。

1. 不同规模工程采用不同的技术路线

随着舟山本岛海水淡化项目的启动，选择既经济又可行的取水方案成为实施海水淡化工程的先导。根据海岛面积的大小和人口以及工业发展需求，对海岛海水淡化装置进行了规模设计，确定用于海岛的海水淡化装置的规模（大型、中型、小型）。

对于用于解决较大岛屿居民及生产用水的大型海水淡化装置（如六横岛数万吨级海水淡化装置）主要研究海水淡化装置的优化设计，大规模取水工艺的研究及浓水排放对环境的影响评价，海水净化处理后污泥的处置及利用问题，大型前处理设备的开发及运行控制研究，大型预处理设备的开发和运行控制研究。对于解决居民生活用水为主的中型海水淡化装置（如嵊泗数千吨级海水淡化装置），选取几个现有的海水淡化装置，进行产水对居民身体健康的评价研究，浓缩海水排放对沿海生态环境影响的研究，反渗透海水淡化膜长期运行性能变化研究，淡化厂运行管理及维护研究，淡化厂投资组成和运行成本研究，得出中小型海岛海水淡化装置的综合研究报告，为今后海岛建设类似规模的海水淡化厂提供基础材料，为政府推动海水淡化提供决策依据。对于用于较小岛屿居民用水的小型海水淡化装置（如偏远海岛数百吨级海水淡化装置），主要研究高效简便的海水取水技术，一体化海水前处理技术，体积小效率高的海水预处理技术，模块式海水淡化本体设计，低成本高压给水系统。

2. 海水淡化工程中的技术特点

海岛建设海水淡化工程，考虑到海岛特有的自然条件和经济条件，所以舟山淡化工程在以下几方面有创新：

① 浑浊交替海域药剂调节工艺。针对东海海域受风浪和长江入海江水的影响，浊度变化较大的特点，通过在浊度变化环境下药剂投加量及配比的调节，稳定前处理海水水质。

② 用于小型海岛用海水淡化装置的低成本高压给水系统开发。开发国产小型低成本高压泵、国产小型能量回收器应用于小型淡化装置上，降低小型淡化装置的能耗和投资。

③ 海水淡化装置的模块化设计。通过模块化设计，形成标准单元，便于制定相应标准，形成海水淡化系列产品，便于推广。

3. 能量回收技术与浓海水综合利用

高压泵和能量回收装置是为反渗透海水淡化提供能量转换和节能的重要设备，根据反渗



透海水淡化所需的流量和压力，进行泵的具体参数选择。

高压给水系统设计中，根据海水淡化系统工艺参数的要求，设置了高低压保护开关和自动切换设备，流量、压力出现异常时，能实行自动切换、自动联锁、报警、停机，以保护高压给水设备和反渗透膜元件。

海水制盐是舟山的传统行业，利用海水淡化废液发展新型制盐业，可以节约大量盐田，缩短晒盐周期，大大降低盐场的生产管理成本，提高盐业劳动生产率。据测算，如果将海水淡化厂的浓盐水全部晒盐，可以节约 3500m^2 的盐田。节约下来的土地和滩涂可以进行其他途径的开发利用，拓宽海岛发展空间。一定质量分数盐的海水（4.2%～5.0%）特别适宜于珍贵鱼、虾、贝、藻类的养殖。海水淡化后的浓缩海水，由于进行了预处理或蒸馏过程，再进行适当的勾兑，可用于珍贵海产品的人工养殖，推动沿海和该市海水养殖业的发展。

到目前为止，已经探索出了海水淡化和盐田晒盐结合的工艺路线，浓海水晒盐利用率达70%以上，利用淡化浓缩水制卤晒盐产量可增加 80%以上，开发出了一种浓海水综合利用新产品。建成舟山发电厂二炉一塔海水脱硫工程，10×10^4 m^3/h 海水直流冷却系统。

4. 舟山已建成的海水淡化工程状况

目前建成的海水淡化工程中淡化水水质均符合 GB 5749—85 中华人民共和国生活用水卫生标准，其中总溶解固体浓度小于 500mg/L。每吨淡化水耗电 3～4kW·h：每吨淡化水运行成本在 4 元以下。截至 2008 年 10 月，全市海水淡化项目已建成 7 个，生产能力已达 2.105×10^4 m^3/d，在建项目 5 个，建设规模为 3.05×10^4 m^3/d，开展前期工作的项目 1 个，建设规模为 5×10^4 m^3/d。

示范工程方面：嵊泗已建成 6.6×10^3 m^3/d；菜园五期 4×10^3 m^3/d 筹建中，厂房基础已处理完毕；岱山本岛已建成 5×10^3 m^3/d；七虾峙岛已建成 300m^3/d，二期 300m^3/d 进入设备安装阶段；六横开山爆破，土建，预处理和设备已完成招标，并开始土建工程。

其他项目：已建成大洋 1112×10^3 m^3/d，嵊山 1.5×10^3 m^3/d，马迹山 350m^3/d，长涂岛 5×10^3 m^3/d，东极岛 150m^3/d；秀山岛 3×10^3 m^3/d，衢山 l 期 2.5×10^3 m^3/d。进入设备安装阶段：枸杞 1×10^3 m^3/d，设备已经订购，厂房桩基已完成。

这些工程不断地投入生产逐渐缓解全市城乡居民生活用水和经济社会发展的用水压力。舟山地区海水淡化产业发展，进一步促进了舟山经济的发展。

第七节　海水淡化技术的发展与工业应用

大唐王滩电厂反渗透海水淡水系统是中国第一个投运的“双膜法（UF+SWRO)”海水淡化项目，由我国自行设计建造，一期总设计出力 10800t/d，已建成装置出力 7200t/d。项目中采用了代表世界最新科技的超短预处理工艺：自清洗过滤器+超滤（UF）。通过对王滩电厂多年多运行数据的分析，我们认为对缺乏淡水的地区或海水水温随季节波动较大的地区，电厂和海水淡化厂联建是一种经济性非常好的选择方案；超滤作为反渗透海水淡化系统的预处理也是切实可行的，这代表了一种新的技术发展方向。此项目为中国反渗透海水淡化的发展做出新的、有意义的探索。

一、大唐王滩电厂简介

大唐王滩电厂隶属于大唐发电集团，位于河北省唐山市京唐港经济开发区内，毗邻渤海。2003年2月开工建设，一期工程安装2×600MW国产亚临界凝气式燃煤发电机组。其采用各种先进工艺，是一座节能，环保型现代化滨海电厂，由于建在海边荒废滩涂地上和煤炭基地附近，具有合理有效使用土地、燃料和海水资源的优势。王滩电厂采用海水直流冷却方式，使发电机组冷却不再使用冷却塔，使用过的海水又汇入自然河流回归大海，可节约大量淡水资源，经济、环保，管理成本也低；锅炉补给水和其他工业用水由反渗透海水淡化技术获取，生活及消防用水由开发区自来水厂供应。这些水资源综合利用先进工艺，有利于环境的保护，各项指标既达到国家环保控制要求，也响应了国家节能减排的号召。

二、王滩电厂海水淡化系统介绍

王滩电厂海水淡化系统汇集了多项世界最新的膜法海水淡化技术，借鉴了国外反渗透海水淡化工程中的一些先进经验，创造了多项中国第一。

1. 取水系统和排水系统

王滩电厂从京唐港区修建一条2000m长的引水明渠，海水送入电厂水泵房，经6个取水孔的过滤机过滤后，经过循环水泵送到凝汽器，使用过的海水又沿着自然河流回归大海。王滩电厂海水淡化系统充分利用了电厂循环冷却水给/排水系统，考虑水温对反渗透系统的影响，王滩电厂海水淡化系统设计了两个海水取水方式，一是夏季海水温度较高时，直接取循环水泵出口海水作为反渗透系统给水；二是冬季水温较低时，取用凝汽器排放海水作为反渗透系统给水，有效利用电厂冷却水的剩余热能，降低了海水淡化系统的能耗。电厂和海水淡化系统联建优势主要体现在以下几个方面。

① 简化海水取/排水设施的工程投资。海水淡化厂可以充分利用电厂海水冷却水取/排水设施，无需建设单独的海水淡化取/排水设施，降低了初始固定投资10%～20%。

② 提高海水淡化厂进水温度，降低能量损耗。冬季，王滩电厂海水经电厂凝汽器后温度升高了10℃左右。根据美国Tampa Bay海滨电厂的运行统计证明：海水温度每升高10℃，反渗透海水淡化厂电力消耗降低5%。

③ 减轻了海水淡化厂对周边海域的生态影响。由于电厂冷却工艺排放的热海水和海水淡化厂排放的浓盐水都会对电厂周边海域的环境和生态造成一定的不利影响，通过将两者混合排放，降低了盐度，减轻了对周围海域的环境和生态影响，达到了国家环保控制指标要求。

2. 自清洗过滤器与工业应用

由于王滩电厂原海水受潮汛以及风力影响，浊度波动较大，通常在10～15NTU，最高达90NTU，易造成海水预处理系统运转不稳定。为了加强对后续超滤系统的预保护和减轻其负荷，王滩电厂在超滤系统前设置3套Amiad过滤精度为150μm的自清洗过滤器。这种自清洗过滤器具有结构紧凑，操作控制简便等优点，替代传统的压力式过滤器、重力过滤器。通常控制在30min自动反洗一次，或压差达到0.05MPa自动反洗，并可根据进水水质的变化进行调节。见表6-12。

表6-12　王滩电厂自清洗过滤器配置

项目	总产水量/(m^3/h)	单套产水量/(m^3/h)	套数	产品型号
自清洗过滤器	1200	400	3	Amiad 150μm



3. 超滤系统与工业配置

对于王滩电厂海水淡化项目，在系统设计阶段，国内尚没有任何海水淡化反渗透系统采用超滤作为预处理，因此王滩电厂和工程公司从 2005 年 2 月至 2005 年 5 月进行了为期 3 个月中试，试验结果表明自清洗过滤器＋超滤作为海水淡化反渗透系统的预处理是可行的。此预处理中采用了 Omexell 压力式中空纤维超滤膜元件 SFP2660，其材质为聚偏氟乙烯（PVDF），过滤精度为 0.03μm。在两年运行过程中，超滤系统产水的 SDI 值基本保持在 3 以下，为后续反渗透系统提供了有效的保护。超滤膜投运以来总共进行了两次在线化学清洗（CIP），平均一年一次。通过两年运行分析，超滤与传统的预处理相比较具有以下优势，见表 6-13。

表 6-13　王滩电厂超滤系统配置

项目	UF 系统	项目	UF 系统
产水量/(m^3/h)	7×120	压力容器数量/膜架	60
设计系统回收率/%	95	设计渗透通量(LMH)	60
膜元件型号 Omexell	SFP2660		

① 占地面积小，现场布局整洁，运行维护方便。
② 自动化程度高，控制调节方便。
③ 产水 SDI 值不随进水浊度的变化而波动，抗冲击能力强。
④ 节省化学品消耗，运行成本低。
⑤ 有机物去除率高。

4. 化学加药装置与应用

(1) 絮凝剂投加

在王滩电厂海水淡化项目中，调试初期采用 3mg/kg 聚合氯化铝（PAC）。在系统调试过程中，发现后续的超滤系统跨膜压差增加较快，产水量衰减较快，怀疑是聚合氯化铝（PAC）导致超滤膜污染，因此将聚合氯化铝（PAC）投加系统关闭，发现后续超滤系统运行随即正常，反洗频率大幅降低，因此将絮凝剂加药系统搁置，在随后两年多的运行过程中，后续反渗透系统运行正常，平均每年对反渗透系统进行一次在线化学清洗（CIP）。

(2) 海水电解杀菌灭藻

王滩电厂采用了海水电解制氯技术。其原理是利用天然海水中含有的氯化钠，用特制的电极电解海水产生有效氯。有效氯可以杀死海水中微生物，从而达到防止管道及海水淡化预处理系统中滋生微生物的目的。在实际运营中，电解制氯投加量控制在 1mg/kg 左右。

(3) 还原剂脱氯

现在反渗透系统中采用的膜元件皆为芳香聚酰胺复合膜材料，考虑到其耐氧化性差，水中的余氯将造成此类膜元件不可恢复性的化学损坏。因此需要严格控制反渗透系统进水中余氯含量：进水中余氯含量最好控制在 0.01mg/L 以下。通常海水在进入 SWRO 系统前投加 $NaHSO_3$ 作为还原剂以脱除水中余氯，为了准确地监控 SWRO 进水中余氯含量，王滩电厂既可以安装在线余氯表，也可以安装氧化还原电位（ORP）计作为辅助参考装置，因为 ORP 并不能反映水中真实的余氯含量。通常控制 SWRO 进水的氧化还原电位（ORP）在 280～320mV，此时海水中的余氯含量接近 0.001mg/kg。在实际运行中，王滩电厂控制进水余氯含量在 0.001mg/kg 左右，ORP 保持小于 250mV，$NaHSO_3$ 投加量为 3mg/kg。

(4) 二级反渗透系统回收率

二级反渗透（BWRO）系统回收率也受到原海水温度随季节波动的影响，尽管其进水为一级海水淡化系统（SWRO）的产水，但其进水温度波动范围仍然在13℃～28℃，因此其回收率随季节的变化在80%～85%波动，通常夏天回收率高于冬天。

5. 控制系统与工业应用

王滩电厂海水淡化系统采用了PLC控制系统，通过双机热备的CPU及电源系统实现冗余控制，冗余的通信接口与全厂辅控网连接，运行人员在主控制室对海水淡化系统进行监控，海水淡化系统的重要报警信息通过辅控网主控制室光字牌报警，实现就地无人职守。

第八节　太阳能海水淡化产业链开发与生产

一、太阳能海水淡化技术的研究与产业链发展现状

中国对太阳能海水淡化技术的研究有较好的基础，在这方面做过较多工作的有中国科学院广州能源研究所和中国科学技术大学等。在20世纪80年代初，广州能源研究所即开展了太阳能海水淡化技术的研究，完成了空气饱和式太阳能蒸馏器的试验研究，并于1982年左右在我国嵊泗岛建造了一个具有数百平方米太阳能采光面积的大规模的海水淡化装置，成为我国第一个实用的太阳能蒸馏系统。接着，中国科学技术大学也进行了一系列的太阳能蒸馏器的研究，并在理论上进行了探讨。对海水浓度、海水中添加染料及装置的几何尺寸等因素对海水蒸发量的影响进行了实验，给出了有益的结果。

进入20世纪90年代后，天津大学、西北工业大学、西安交通大学等单位也加入到了太阳能海水淡化技术研究的行列，提出了一系列新颖的太阳能海水淡化装置的实验机型，并对这些机型进行了理论和实验研究。比较有代表意义的有西北工业大学提出的“新型，高效太阳能海水淡化装置”；天津大学提出的“回收潜热的太阳能蒸馏器”；中国科学技术大学提出的“降膜蒸发气流吸附太阳能蒸馏器”等，使太阳能海水淡化技术有了较大进步。

进入21世纪之后，太阳能海水淡化技术进一步成熟。其中西安交通大学、北京理工大学等提出了“横管降膜蒸发多效回热的太阳能海水淡化系统”，试制出了多个原理样机，并对样机进行实验测试和理论研究。清华大学等单位在借鉴国外先进经验的基础上，对多级闪蒸技术在太阳能海水淡化领域的应用进行了探索，试制出了样机，并在我国的秦皇岛市建立了主要由太阳能驱动的实际运行系统，取得有益经验。

中国太阳能海水淡化技术的研究，走过了近25年的历史，取得了可喜的成绩。综观整个研究过程，基本可分为三个阶段。第一阶段在20世纪整个80年代至90年代初期。这个阶段是中国太阳能海水淡化技术研究的起步阶段，也是中国太阳能热利用研究的起步阶段。那时，包括太阳能蒸馏器在内的许多太阳能应用技术，如太阳能干燥器、太阳能热水器、太阳能集热器、太阳房以及太阳能聚光器等都吸引了许多科学家进行研究。但由于是起步阶段，所以整个研究都处于较低的水平上，如对太阳能海水淡化技术的研究，基本都集中在单级盘式太阳能蒸馏器上。上面的讨论已经指出，这种蒸馏器具有取材方便、结构简单、无动力部件、建造和维修便利以及可以长期无故障运行等优势，因而受到广大用户的青睐。但这种装置由于其内部海水容量大，因而升温缓慢，致使海水蒸发动力不足，加之整个蒸馏过程



中未能回收蒸汽的凝结潜热，所以一般系统的效率都不高，约在35%以下。在晴好天气下。每平方米采光面积的产淡水量在3.5～4.0kg左右。

第二阶段在20世纪90年代初到90年代末。此阶段，许多研究者逐步认识到了盘式太阳能蒸馏器的缺陷。在设法减少装置中海水的容量方面，采取了梯级送水、湿布芯送水以及在海水表层加海绵等方式，大大减小了装置中的海水存量，使装置中待蒸发的海水温度得到进一步提高，也使装置更快地有淡水产出，延长了产水时间，提高了装置的产水效率。在回收水蒸气的凝结潜热方面，实验了多级叠盘式太阳能蒸馏器以及其他回收水蒸气潜热的太阳能蒸馏器。采取这些措施之后，装置的总效率提高到了约50%。

20世纪90年代末至现在，对太阳能海水淡化技术的研究进入到了第三个阶段。在总结和分析了第二阶段的研究成果后，人们发现：尽管采取了许多被动强化传热传质措施，如减小装置中海水的容量、多次回收蒸汽的凝结潜热等，仍不能满足用户的要求，即太阳能蒸馏器的经济性仍然不够理想。分析发现，装置内自然对流的传热传质模式是限制装置产水率提高的主要因素。于是研究者纷纷选择了对主动式（加有动力，如水泵或风机等）太阳能蒸馏器的研究。此期间出现了气流吸附式、多级降膜多效回热式、多级闪蒸式等许多新颖的太阳能海水淡化装置，装置的总效率也有了较大提高，达到80%左右（包括电能的消耗）。

二、太阳能海水淡化系统的重要意义与新特点

太阳能海水淡化系统与现有海水淡化利用项目相比有许多特点与意义。

1. 太阳能进行海水淡化的重要意义

淡水是人类社会赖以生存和发展的基本物质之一。人体的60%是液体，其中主要是水。水对人体健康至关重要，一旦失去体内水分10%，生理功能即严重紊乱；失去水分20%，人很快就会死亡。水对其他的生命也是如此，是一切生命之源。水对社会经济而言也不可或缺，农作物无水会枯死，工业生产无水会面临瘫痪。因此，水又是一切文明之源。地球表面积约为5.1亿平方公里，其中海洋面积就占据了它的70.8%。海洋的平均深度约为3800m，所以地球上的总水量约有近14亿立方公里。若从地球上人均占有水量来看，水资源是十分丰富的，人类似乎不应有缺水之虞。然而，由于含盐度太高而不能直接饮用或灌溉的海水占据了地球上总水量的97%以上，仅剩的不到3%的淡水，其分布也极其不均，它的3/4被冻结在地球的两极和高寒地带的冰川中，其余的从分布上说，地下水也比地表水多得多（多37倍左右）。剩下的存在于河流、湖泊和可供人类直接利用的地下淡水已不足0. 36%。

就人均占有量来说，中国在水资源方面是一个穷国。我国海岸线长，一些岛屿和沿海盐碱地区以及内陆苦咸水地区均属缺乏淡水的地区。这些地区的人们由于长期饮用不符合卫生标准的水，产生了各种病症，直接影响着他们的身体健康和当地的经济建设。因此，解决淡水供应不足是我国面临的一个严峻问题。

为了增大淡水的供应，除了采用常规的措施，比如就近引水或跨流域引水之外，一条有利的途径就是就近进行海水或苦咸水的淡化，特别是对于那些用水量分散而且偏远的地区更适宜用此方法。对海水或苦咸水进行淡化的方法很多，但常规的方法，如蒸馏法、离子交换法、渗析法、反渗透膜法以及冷冻法等，都要消耗大量的燃料或电力。据报道，截至1990年，全世界已安装的海水淡化装置的产水能力为13000000m^2/d。到2000年，这个数字已经翻了一倍。淡化水的迅速增加，就会产生一系列的问题，其中最突出的就是能源的消耗问题。据估计，每天生产13000000m^3的淡化水，每年需要消耗原油1. 3亿吨。即使人们支付得起这笔燃料的费用，但地球的温室效应、空气污染等也警示人们必须谨慎从事。因此，

寻求用太阳能来进行海水淡化，必将受到人们的青睐。

从中国国情出发，情况更是如此。我国广大农村、孤岛等地区至今仍普遍缺乏电力，因此在中国能源较紧张的条件下，利用太阳能从海水（苦咸水）中制取淡水，乃是解决淡水缺乏或供应不足的重要途径之一。所以，利用太阳能进行海水淡化，有广泛的应用前景。

2. 太阳能进行海水淡化系统新特点

太阳能进行海水淡化，首先是可独立运行，不受蒸汽、电力等条件限制，无污染、低能耗，运行安全稳定可靠，不消耗石油、天然气、煤炭等常规能源，对能源紧缺、环保要求高的地区有很大应用价值；其次是生产规模可有机组合，适应性好，投资相对较少，产水成本低，具备淡水供应市场的竞争力。人类早期利用太阳能进行海水淡化，主要是利用太阳能进行蒸馏，所以早期的太阳能海水淡化装置一般都称为太阳能蒸馏器。被动式太阳能蒸馏系统的例子就是盘式太阳能蒸馏器，人们对它的应用有了近 150 年的历史。由于它结构简单、取材方便，至今仍被广泛采用。目前对盘式太阳能蒸馏器的研究主要集中于材料的选取、各种热性能的改善以及将它与各类太阳能集热器配合使用上。与传统动力源和热源相比，太阳能具有安全、环保等优点，将太阳能采集与脱盐工艺两个系统结合是一种可持续发展的海水淡化技术。太阳能海水淡化技术由于不消耗常规能源、无污染、所得淡水纯度高等优点而逐渐受到人们重视。

三、HM/HD 型太阳能海水淡化系统未来的竞争优势

太阳能是用之不尽、取之不竭的可再生能源，清洁无毒且无环境污染，而缺水干旱的地区，往往都是太阳能资源丰富的地区；在太阳能辐射强烈的季节，也正好是需求淡水最多的季节。因此，利用太阳能海水淡化不失为一项利国利民并有利于环境的工程。

从地理环境上看，我国非常适合发展太阳能海水淡化，因为我国海岸线总长度为 32000km，其中大陆海岸线 18000km，岛屿海岸线 14000km。另外随着全球气候变化，我国缺水的情况越发严重，于是，如何向大海“要”淡水，没有热源的海岛获取淡水成了一个问题。

1. 攻克技术难题，“采集”太阳能热值能力

进行海水淡化，获得可饮用的淡水，需要能源，在石油、煤炭等不可再生能源供应日趋紧张，污染严重的形势下，包括中国在内的世界各国，都把眼光投向了清洁、可再生的太阳能。

太阳能可以替代传统的化石能源，用于预热海水和生产蒸汽，但太阳能为稀薄、低密度的能源，想用太阳能进行海水淡化，一个必须解决的关键难题是海水的进口温度、流量等技术问题。此外，常见的太阳能海水淡化系统以蒸馏法为主，也存在一般采用自然对流，热效率不高；水蒸气未被充分利用，造成能量损失等问题。

重重技术难题，造成了目前传统的太阳能海水淡化装置的产水效率不高，年产淡水率仅约为 $1000kg/m^2$，利用太阳能作为海水淡化的能源还不具有竞争力。此外，由于太阳能集热器方面的成本投资高，也相应提高了单位水量的成本投人，造成太阳能海水淡化系统一方面是产水率较低，另一方面成本投资较大，成为制约太阳能海水淡化大规模产业化发展的缺陷。

于是，提高设备“采集”太阳能热值能力，加速海水蒸发效率，成为太阳能海水淡化必须攻克的技术瓶颈。



2. 减轻吨水投资与运行成本

运行成本：吨水投资不高于 20 元。

我国研发的 HM/HD 型太阳能海水淡化是利用太阳能提供热源，在海水或苦咸水中提取淡水的技术和装置。该装置利用太阳能空气集热器和防腐集热器共同提供淡化海水热源。

该装置的工作流程，首先是由空气集热器得到的高温空气通过加湿装置，而加湿装置里的海水由纳米塑料集热器加热，从而热水和高温空气充分接触，使得海水蒸发，得到高湿高温空气，此过程加湿率可达到 90％以上；高温高湿的空气通过冷凝器，利用海水的冷量将淡水冷凝出来，从而在淡水箱中得到达标的淡水。

HM/HD 型太阳能海水淡化系统，采用蒸馏方法进行海水淡化，采用了大规模的真空管空气加热器作为热源，不同于传统工艺，节约了大量的热耗、能源损耗和运行成本。由于采用了合理的强化传热传质措施，空气集热器输出热空气的高性能，在产水率上，相对于一般的太阳能海水淡化装置有一定程度的提高，而单位成本的投资水平基本与传统工艺持平，即每吨水的投资不高于 20 元。此外，由于在系统中只有水泵与风机系电能驱动设备，相应电能消耗较小，每吨淡水的能耗不高于 3kW·h。

3. 环保节能，有利于能源偏远地区使用

HM/HD 型太阳能海水淡化系统，除了在能量效率上有显著优势，安全可靠、耗电量小外，还具有其他多种优点：如系统模块化，安装便捷；系统常压运行，无易损件，无真空设备，运行安全稳定；采用加热加湿方式，出水量大，水质清洁达标；系统防腐等级高，寿命长等；可尽量减少单位集热面积的产水量成本，由于设施简单，流程简捷，便于使用和维修，维护工作量小，有利于在海岛以及沙漠、戈壁等缺少其他能源的偏远地区使用，环保节能。

第九节　磁流体发电技术在海水淡化等方面的应用

磁流体发电技术是 20 世纪新兴的一种发电技术，它的高效节能使世界上各发达国家都在争相开发研究，也使这一技术得到了飞速发展。但运动电荷在磁场中产生偏转的这一现象除了在发电方面有极高的应用价值之外，在其他领域也有极重要的应用。

一、磁流体发电技术的产生和发展

在以原动机和发电机二者的重大进展为标志的 20 世纪，通常仍以同于 19 世纪的方式生产电能。基本上仍是将一台由热转换为机械功的热机用转轴与一台发电机相连，这样的发电方式直接影响着机器的工作效率。

进入 20 世纪，人们研究发现，要提高热机的工作效率，就得提高热机的工作温度，但像火电厂里的发电设备汽轮机的锅炉，其工作温度上限有很大的限制，温度不能太高，所以效率也不可能太高，最好的热机效率也只有 40％。为了提高热机效率就必须提高工质的温度。1939 年后，美国开始研究磁流体发电技术。磁流体发电与通常的热机带动发电机发电有极大的不同。它将热机和发电机组合成一体，去掉了传动部件，同时要求工作气体有 2000℃以上的温度，并且是带电气体。20 世纪 50 年代以后，磁流体发电得到了许多国家的科学家的重视，磁流体发电技术也得到了飞速的发展。

磁流体发电技术与以往的火力发电技术相比，有以下几个优点。

① 综合效率高。传统的火力发电要想得到比较高的效率，就得提高蒸汽的温度和压力，但这又受到汽轮机材料的限制，想使工作效率提高相当困难。最高效率也只能达到30%～40%。而磁流体发电的热效率则可提高到50%～60%，随着技术的发展也许会更高。

② 排放物污染少，有利于保护环境。传统的火力发电站，会产生大量的二氧化硫和氧化氮等有害气体以及大量的废热，影响环境。而磁流体发电由于高温气体里掺有少量的钾、钠和铯等物质，这些物质能跟硫发生化学反应，生成硫化物，在发电后这些物质能被回收利用，加上热效率高，排放的废热也少，对环境造成的污染也就小。

③ 启动快。磁流体发电机能在很短的时间内启动并达到满功率运转。机动性好，用途大。

④ 结构简单，建设投资低。磁流体发电因为没有高速旋转部件，结构比较简单，体积小，建设投资相对较少。

我国在20世纪60年代也开始研究磁流体发电技术，并先后在北京、上海和南京等地建成试验基地。到2000年，我国也有燃煤磁流体发电技术进入实际应用的报道。

二、淡水危机

20世纪初，国际上就有“19世纪争煤、20世纪争石油、21世纪争水”的说法。进入21世纪时，这一说法已是不争的事实。第47届联合国大会将每年的3月22日定为“世界水日”，号召世界各国对全球普遍存在的淡水资源紧缺问题引起高度警觉。从全球范围来看，根据联合国统计，全球淡水消耗量20世纪初以来增加了约6～7倍，比人口增长速度高2倍，全球目前有14亿人缺乏安全清洁的饮用水，即平均每5人中便有1人缺水。估计到2025年，全世界将有近1/3的人口（23亿）缺水，波及的国家和地区达40多个，中国是其中之一。

目前，我国有300个城市缺水，其中110个城市严重缺水。它们主要分布在华北、东北、西北和沿海地区，水已成为这些地区经济发展的瓶颈。为了保证我国经济的可持续性发展，解决淡水资源问题已迫在眉睫。

为了解决淡水资源紧缺问题，许多国家都做了大量的努力。在我国，几十年来，兴建了一批大型蓄水工程和跨流域调水工程，并大力提倡和推动污水回用和水的再利用。但这些措施并没有从根本上增加淡水资源。20世纪70年代以来，沿海国家由于水资源匮乏而加快了海水淡化的产业化，海水淡化已成为各国解决水资源问题的重要方法。目前，无论是中东的石油产出国还是西方发达的国家都建设有相当规模的海水淡化厂。在沙特和以色列等中东国家，70%的淡水资源来自海水淡化，并以此建立了各自的节水农业体系，使这些缺水国家成为了粮食出口国。在我国虽然也有海水淡化厂，但从规模上和处理量上还无法与国外相比，还远不能满足经济发展的需要。

三、海水淡化技术的发展

早在400年前，就有人提出海水淡化问题。进入20世纪，海水淡化技术已得到快速发展，技术已经成熟。20世纪70年代以来，随着世界上大多数沿海国家水资源的日益紧缺，海水淡化产业得到了大力发展，到20世纪末，全球日产100t淡化水的淡化水设备，日产水量已达2300万吨。目前世界上的海水淡化技术多达十几种，但主要的有蒸馏法、电渗析法和反渗透法三种。



蒸馏法是一种比较老的方法，它主要是通过对水加热使之蒸发形成水蒸气，然后再冷却形成不含盐分的蒸馏水。电渗析法是使用新型的离子交换膜，在直流电场的作用下，使海水浓缩，淡水和浓缩水分离开来。反渗透法是一种膜分离淡化方法，该膜具有选择透过性，它只允许溶剂透过而不允许溶质透过，在一定外压（大于 23 个大气压力）作用下，使海水得到浓缩，将海水中盐分和淡水分离出来。三种方法相比，蒸馏法的淡化成本最高，电析法的成本是蒸馏法的 1/20，反渗透法是蒸馏法的 1/40。

由于海水淡化取得的水资源的成本较高，在我国还没有得到广泛的应用。

四、海水淡化的新思路

在世界上，节约淡水资源较成功的例子是香港的海水冲洗厕所系统。据说这一做法能节约 20%的淡水资源。在我国大陆，也有学者建议沿海城市采用海水冲厕系统，以解决淡水资源紧缺问题。

目前，我国科学家还提出利用核能作为热源对海水进行淡化，来大规模实现海水淡化，解决沿海城市缺水问题。

在 1999 年，我国又有人提出了海水淡化的新方法——磁流体海水淡化技术。

五、磁流体发电技术的改进及应用

在 1999 年，我国有人在对磁流体发电技术进行研究中发现，磁流体发电技术要求在发电过程中要有 2000℃以上的高温电离气体，这对制作磁流体发电机的材料有极高的技术要求，能不能寻找一种在低温下以离子形式存在的物质来替代这种高温的电离气体呢？经过查找大量的资料发现，液态的电解质溶液是一种很好的替代物质。因为电解质溶液中存在大量的离子，有很好的电导率，在磁场中高速流动时将受到洛仑兹力的作用，使溶液中的正、负离子分离，在液体中形成电流，液体中正负离子的分离也形成了无离子存在的液体。若用海水替代电解质溶液，就可达到海水淡化的目的。并且这一方法还有广泛的用途。这就产生了磁流体海水淡化技术。

把磁流体发电技术应用到海水淡化上来，与其他海水淡化技术相比，有着不可比拟的优势。

首先，磁流体海水淡化技术降低了磁流体发电机对制作材料以及对离子源的严格要求，可以使用较低温度的材料，从而使制造海水淡化设备的成本降低。

其次，由于磁流体发电技术具有很高的效率，当把这一技术应用到海水淡化方面来时，它同样也有极高的淡化效率和速度；因为它仅需要泵把海水加压后通过强磁场，而这一压力也低于反渗透法所需要的压力。因为在常温下工作，对海水的预处理就变得更为简单，处理过程中海水的结垢问题也就相应减少了。在对海水进行淡化的同时，还可以根据海水中各种化学成分的不同（原子量），把它们分离开来，有利于对海水进行综合利用。

最重要的一点，磁流体发电技术有在海水淡化方面有利于降低海水淡化的成本。目前科技的发展已使人们认识到在海水淡化方面，蒸馏法的成本最高，其次是电析法，成本较低的是反渗透法。磁流体海水淡化的成本要比反渗透法还低。可以形象地讲，反渗透海水淡化法与磁流体海水淡化法相比就好比用人工选矿与电磁选矿相比，后者的效率要比前者高得多，且设备投资要比前者低得多，维护也更为方便。

宏观世界的一切变化都与电荷有关，应用好电荷的特性才能更好地造福于人类。在海水淡化方面，磁流体海水淡化法应该是今后海水淡化的发展方向，也只有使这一技术得到广泛

的推广和应用，才能以最低的成本为人民生活和社会生产提供更加优质廉价的水源。

磁流体发电技术不仅在海水淡化及综合利用上有很高的应用价值，在污水处理、化工原料生产、氢气和氧气制备、重金属的冶炼等方面也有很高的应用价值，人们只要进一步地认识它，广泛地研究和应用它，这一技术就能为人类创造出无限的财富，社会经济就能得到更快的发展。

第十节 Vontron 苦咸水膜在山西铝厂的应用

一、概述

中国铝业山西分公司（简称山西铝厂）主要是生产活性硅铝粉、氢氧化铝微粉、多品种氧化铝、絮凝剂等系列化工产品及“晋铝”牌建材产品的大型国有企业，随着企业规模的不断扩大，其每天超纯水用量接近万吨，但是由于热电分厂化学制水车间生产超纯水采用的是“阴阳床＋混床”处理工艺，大量的酸碱废液的排放对环境造成极大的污染，同时没有对公司的生产废水（如机冷水）进行回用，造成水资源的严重浪费，导致生产成本过高。鉴于这些情况，山西铝厂为了实现节能减排的目标，通过对当时水处理技术（膜法、离子交换、电渗析等）的充分对比，决定对热电分厂水处理系统进行改造，以达到节约水资源、减轻对环境的污染、降低生产成本的目的。该改造项目最终被美国 CNC 公司于 2003 年竞标得到，在 2004 年完工并投入使用。

二、工艺流程

山西铝厂热电分厂制水车间原纯水处理工艺见图 6-14。

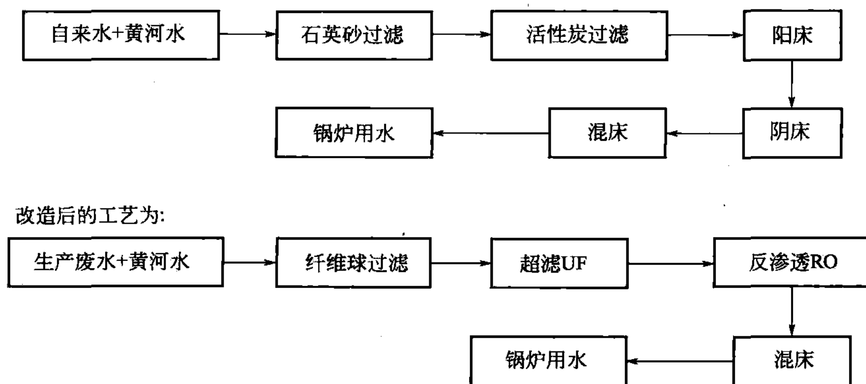


图 6-14 热电分厂制水车间原纯水处理工艺

新的制水工艺主要是用 RO 膜法代替离子交换技术，通过反渗透系统的预脱盐（脱盐率＞98%），减低后面 IEX 的交换量，延长再生周期，从而降低酸碱的使用量；同时“超滤＋反渗透”处理工艺对原水水质变动适应性较强，可以把生产上的废水进行重新处理再次循环利用，节约水资源。

三、系统运行情况

该项目于 2004 年 3 月份完工，反渗透系统在 4 月份投入使用。反渗透系统设计总产水



为 400t/h，共有 4 套反渗透膜系统，单套产水量 100t/h。其中 3 套（1 号，2 号，3 号）选用的膜元件为陶氏 BW30-400（400ft^2，1ft^2＝0.092903m^2），4 号反渗透系统选用汇通 Vontron LP21-8040（365ft^2）膜元件。单套反渗透系统排列 11×6、6×6，膜元件共计 102 支。初始运行连续运行 510 天脱盐率及产水量的情况良好（图 6-15）。

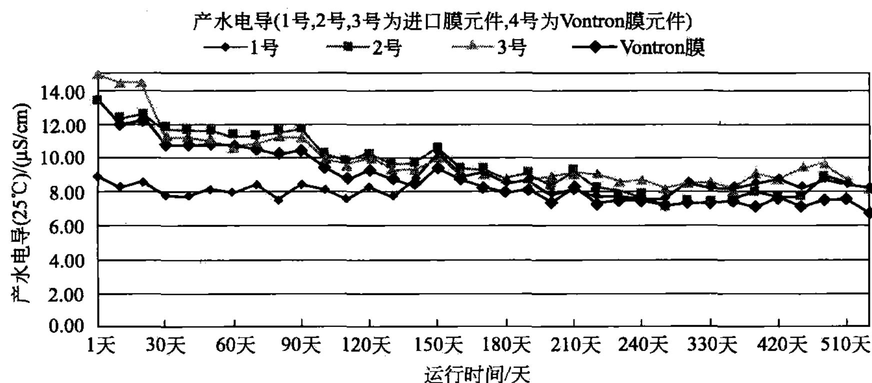


图 6-15　初始运行连续运行 510 天脱盐率及产水量的情况

运行 3 年后 Vontron LP21-8040 膜系统的脱盐率及产水量的变化情况见图 6-16 和图 6-17。

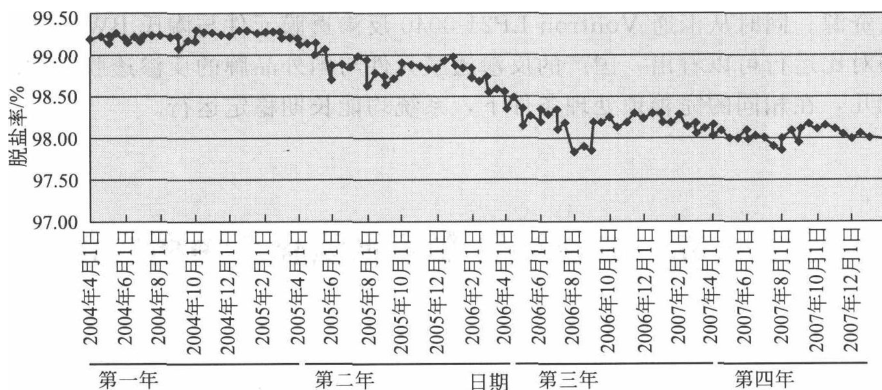


图 6-16　100t/h 反渗透系统 2004 年 4 月份～2007 年 12 月份脱盐率变化曲线

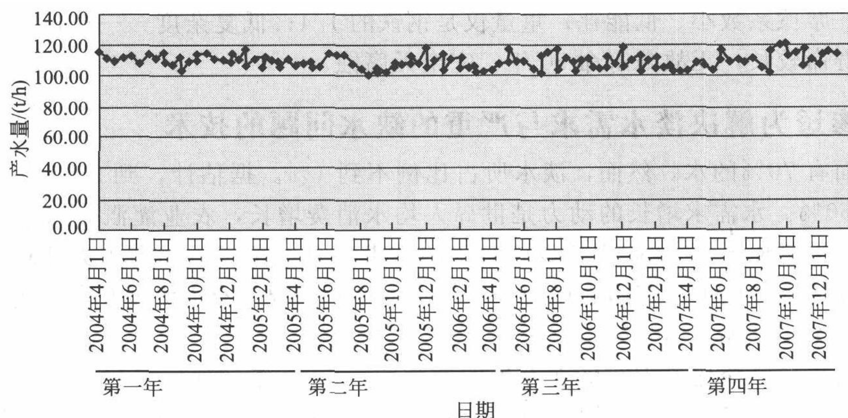


图 6-17　100t/h 反渗透系统 2004 年 4 月份～2007 年 12 月份产水量变化曲线

改造后的新工艺（RO 膜法处理）与旧工艺（离子交换 IEX）的对比情况如下：

① 新工艺工作量轻，维护量极小，且实行自动操作，人员配置较少，操作管理方便。而旧工艺操作量较多，维护量较大，人员配置较多。

② RO 膜法是电能为动力，无需酸碱再生，采用 RO 膜预脱盐，脱除原水 98%的盐分，再用后面的 IEX 来担负 2%的盐分脱除，大大延长了 IEX 的再生周期，极大程度减少酸碱消耗量及再生废液的排放量，降低了对环境的影响，也大大减轻了对酸碱排放废水的处理负担。而全部 IEX 除盐工艺，其运行周期短，再生频率大，需要消耗大量酸碱再生液，对周围的水和大气环境均有较大程度的影响。

③ 新 RO 膜法工艺制水成本降低，综合制水成本约 2.0 元/吨，其初期的改造投资约在四年内从节约酸碱的费用中回收，经济效益非常显著。而旧的 IEX 工艺的综合制水成本在 4.0 元/吨。

④ 新 RO 膜法工艺对原水的含盐量适应性强，由于对原水进行预除盐 98%，终端出水水质稳定，品质较好；而旧的 IEX 运行周期受到原水含盐量变化影响很大，为延长运行周期，往往需要增加大量的 IEX 设备。并且从目前锅炉除盐水工艺系统应用来看，IEX 逐渐被 RO 膜法工艺所取代。

四、Vontron 苦咸水膜结论

从山西铝厂热电分厂生产纯水改造项目成功运行可以看出，用“反渗透膜法＋混床”水处理工艺代替“阴阳床＋混床”处理工艺，不仅降低生产成本，而且可以降低对环境的污染，节约水资源。同时从汇通 Vontron LP21-8040 反渗透膜元件与陶氏 BW30-400 反渗透膜元件几年的对比运行可以看出，国产的反渗透膜元件与国外品牌的反渗透膜元件的性能和品质已相差无几，在相同的完善预处理条件下，系统均能长期稳定运行。

第十一节　玻璃钢管在海水淡化厂中的应用

一、概述

在海水淡化应用领域，复合材料可替代现有材料。与传统材质相比，玻璃钢具有许多优异特性。例如，大口径玻璃钢过滤水箱具有以下优势：节省安装成本、维护便捷；成本低；内衬光滑——摩擦系数小、低能耗；重量仅是钢铁的 1/4；低复杂度——接口处较少，很难渗漏；使用寿命较长，无故障寿命 50 年；完全无腐蚀。

二、逆向渗透为解决淡水需求与严重的缺水问题的技术

地球表面有 70%的水。然而，淡水所占比例不到 1%。据估计，到 2025 年，对淡水的需求将增加 50%。水需求增长的动力是世界人均水消费增长，农业灌溉中对水的需求也在增长（尤其是干旱地区），休闲娱乐设施对水的需求也日益增长，如高尔夫球场。此外，天气变化将继续为现有供水系统施加压力。如果目前用水情况没有太大变化，考虑到以上提到的压力，2025 年，世界上 40%的人口将面临严重的缺水问题。

到目前为止，已淡化了 180 亿立方米的饮用水。2020 年，预估淡化水的数量将是这个数目的 3.5 倍。海水淡化工厂使用的领先技术是逆向渗透（图 6-18 和图 6-19），通过过滤过程来净化水。使用压力，通过薄膜来淡化盐水，将盐或溶解物保留在一边，处理后的净水通



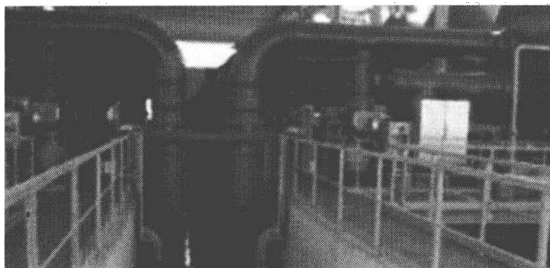


图 6-18 逆向渗透设施

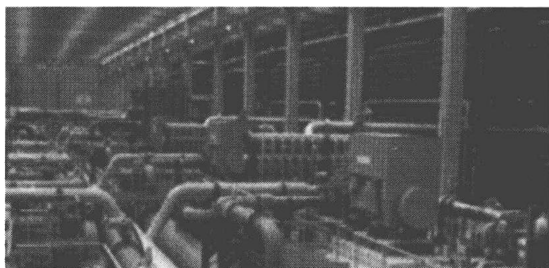


图 6-19 纤维缠绕管道

过薄膜渗透下去。这是逆向渗透工艺，通过薄膜，是溶剂从低溶质浓度区域到高溶质浓度区域最自然的处理方法。

到目前为止，逆向渗透是领先技术，每年以 12%速度增长，慢慢取代旧有多级闪蒸海水淡化技术。这种旧有技术正在被淘汰是因为消耗能量较多，成本太高（逆向渗透的成本只有多级闪蒸海水淡化技术的 1/3)。

三、海水淡化设施选用材料

用于海水淡化厂最常用的建材是钢材，包括碳钢和不锈钢。要求这些水厂中的设备具有较长使用寿命，维护简便。随着淡化过程越来越复杂，对海水淡化设施的抗化学腐蚀性的要求越来越高。

在海水淡化应用领域，复合材料可替代现有材料。较好的案例就是玻璃钢管材和管件。与传统材质相比，玻璃钢具有许多优异特性。例如，大口径玻璃钢过滤水箱具有以下优势：节省安装成本、维护便捷；成本低；内衬光滑——摩擦系数小、低能耗；重量仅是钢铁的 1/4；管道长度达 12m（纯直径)；低复杂度——接口处较少，很难渗漏；使用寿命较长，无故障寿命 50 年；完全无腐蚀。

根据最近的一项研究，在一项特殊应用中，玻璃钢管系统与混凝土管系统相比，发现混凝土管接口数量是玻璃钢管接口数量的四倍，所以混凝土管比玻璃钢管复杂，容易出现渗漏。

实践证明，玻璃钢尤适于生产大口径过滤水箱和高压应用领域如抽水管道。因为以前经常用化学品来清洗装置，化学品对金属来讲，腐蚀性非常大。玻璃钢具有耐腐蚀性，因此具有优势。工厂业主承认，玻璃钢优异的耐腐蚀性可极大地减少维修成本，提高设备使用寿命。

第十二节 国内外海水淡化方法在城市用水中的应用

一、概述

地球表面 2/3 的面积被水覆盖，水的总储量约为 13.9 亿立方千米，其中，海水占 96.5%；淡水储量仅为总储量的 2.53%，约 0.35 亿立方千米。淡水储量中绝大部分为冰盖、冰川和深层地下水，与人类关系密切的河流湖泊储水量约为 0.212 万立方千米，为淡水储量的 0.006%。海水的储量很丰富，但是，要利用海水必须经过淡化。海水淡化即利用海水脱

盐生产淡水，从海水中取得淡水的过程谓海水淡化。20世纪50年代以来，随着工农业的发展和城市人口的增加，淡水供应逐渐紧张，造成有些沿海城市严重缺水。

随着淡水资源的不断减少，海水淡化应用越来越得到人们的重视。利用海水作为生产、生活给水是一项综合技术，它涉及海水取水、前处理、双管路供水、储水、管道材质及系统的杀生、防腐、防渗和防生物附着技术；生产、生活用海水与城市污水系统混合后含盐污水的生化处理技术；合理利用海洋稀释自净能力将生产、生活用海水进行海洋处置的技术等。

佛罗里达州的基韦斯特（KeyWest）市的海水淡化工厂是世界上最大的一个，它供应着城市用水。

海水淡化主要是为了提供饮用水和农业用水，有时食用盐也会作为副产品被生产出来。海水淡化在中东地区很流行，在某些岛屿和船只上也被使用。

海水由于含盐量非常高，而不能被直接使用，目前主要采用两种方法淡化海水，即蒸馏法和反渗透法。蒸馏法主要被用于特大型海水淡化处理上及热能丰富的地方。反渗透膜法适用面非常广，且脱盐率很高，因此被广泛使用。反渗透膜法首先是将海水提取上来，进行初步处理，降低海水浊度，防止细菌、藻类等微生物的生长，然后用特种高压泵增压，使海水进入反渗透膜，由于海水含盐量高，因此海水反渗透膜必须具有高脱盐率，耐腐蚀、耐高压、抗污染等特点，经过反渗透膜处理后的海水，其含盐量大大降低，TDS含量从36000mg/L降至200mg/L左右。淡化后的水质甚至优于自来水，这样就可供城市用水、工业、商业、居民及船舶、舰艇使用。

二、海水淡化在城市给水系统中的应用

1. 海水淡化在城市给水和生产方面的应用

海水淡化主要应用在生活给水和生产给水方面。城市生活用水占城市给水的20%左右，而城市冲厕用水占城市生活给水的35%左右，经过淡化的海水用于饮用、做饭、卫生用水、北方冬季采暖用的循环水、空调系统冷却水等；占城市给水80%的生产给水用在工业用水、热力发电用水等方面。每天冲厕用水约为52万立方米，在香港，海水冲厕起源于20世纪50年代末，历经40年的发展，现在约542万香港居民用海水冲厕，占总人口的78.5%。在沿海城市的建筑生活给水系统中，除饮用水外，完全可以使用简单处理的海水来洗澡、冲马桶，用于空调冷却水、景观用水，不过对建筑材料材质和污水处理有相应的要求。

2. 海水的淡化处理技术及应用现状

现在所用的海水淡化方法有海水冻结法、电渗析法、蒸馏法、反渗透法、太阳能法等，目前应用反渗透膜的反渗透法以其设备简单、易于维护和设备模块化的优点迅速占领市场，逐步取代蒸馏法成为应用最广泛的方法。海水冻结法就是冷冻海水，使之结冰，在液态淡水变成固态的冰的同时，盐被分离了出去。电渗析淡化法是使用一种特别制造的薄膜实现的，在电力作用下，海水中盐类的正离子穿过阳膜跑向阴极方向，不能穿过阴膜而留下来，负离子穿过阴膜跑向阳极方向，不能穿过阳膜而留下来。这样，盐类离子被交换走的管道中的海水就成了淡水，而盐类离子留下来的管道里的海水就成了被浓缩了的卤水。蒸馏法的原理很简单，就是我们在实验室里制备蒸馏水的原理。把海水烧到沸腾，淡水蒸发为蒸汽，盐留在锅底，蒸汽冷凝为蒸馏水，即是淡水。这种古老的海水淡化方法，消耗大量能源，产生大量锅垢，很难大量生产淡水。现代多级闪急蒸馏淡化使古老的蒸馏法焕发了青春。水在常规气压下，加热到100℃才沸腾成为蒸汽。如果使适当加温的海水进入真空或接近真空的蒸馏室，便会在瞬间急速蒸发为蒸汽。利用这一原理，做成多级闪急蒸馏海水淡化装置。此种淡



化装置可以造得比较大，真空蒸发室可以造得比较多，连接起来，成为大型海水淡化工厂。这种淡化工厂，可以与热电厂建在一起，利用热电厂的余热加热海水。水电联产，可以大大降低生产成本。现行大型海水淡化厂，大多采用此法。反渗透淡化法更加绝妙，它使用的薄膜叫“半透膜”，半透膜的性能是只让淡水通过，不让盐分通过。如果不施加压力，用这种膜隔开咸水和淡水，淡水就自动地往咸水那边渗透。我们通过高压泵，对海水施加压力，海水中的淡水就透过膜到淡水那边去了。

最近，日本辛德莱拉依特公司开发出一种低成本、高效率的海水淡化新装置。其外表是一个不锈钢制多孔圆筒，里面装有一个由 1000 枚外径 156mm、内径 136mm 不锈钢片摞成的管。这支管经缓慢拧曲，内外会因不锈钢片位移而形成凸凹不平的层次，层次间出现纳米级空隙。使用时，首先将海水放入结晶装置中，再施加高频电压进行“加工”。几十秒钟后，海水中钠离子和氯离子会发生化合而形成细微食盐晶体，并逐渐增长为 1μm 左右的粒子，这些粒子凝聚后，可形成直径为几微米、容易被过滤掉的盐粒。然后，把这种海水放进置有上述不锈钢圆筒的容器中，施加一定压力，盐粒就会被挡在管外，其余受压而浸入拧曲管内的水便是要得到的淡水，其盐度为 0.067%左右，氯化镁等矿物质含量是正常海水的一半，成为理想饮用水。大连港 30 万吨矿石码头工厂式海水淡化项目，产水量为 $1200m^3/d$。大连长海县自来水公司海水淡化项目，产水量为 $1500m^3/d$。大连獐子岛海水淡化项目，产水量为 $1200m^3/d$。希腊哈尔基迪基（Chalkidiki）半岛“四星级”综合性酒店海水淡化工程，产水量为 $1800m^3/d$。在中东盛产石油的富国，人民生活用水基本上已可完全依靠海水淡化来供应。相信随着我国经济、科技实力和人民生活水平的提高，海水淡化的应用将越来越广泛。

3. 城市管道等材料材质的要求

输送海水的管道可以使用镀锌钢管、玻璃钢管、增强 PP、HPDE 管、碳钢涂塑管、铜镍合金管等，目前最经济实用的还是镀锌钢管。输送经过淡化处理的海水可选用的管道就比较多了，如碳钢管、镀锌钢管、PP-R 管等。

4. 城市废水处理和循环再利用

有效合理的利用海水淡化技术，要做好污水处理、循环利用，不破坏现有的生态系统，节约资源，放眼长远。

5. 城市经济与社会效益

到 2010 年底，中国已建成运行的海水淡化水日产量达 64 万吨，海水直流冷却水年利用量已近 980 亿立方米。由于技术水平的不断提高，海水淡化成本迅速下降，吨水成本已经降至 5 元左右。若海水淡化与发电、供热和供汽以及海水综合利用相结合，再加上淡化技术本身的发展，成本会进一步降低。长岛 $1000m^3/d$ SWRO 示范工程的总投资为 732.6 万元，包括取水设备，预处理设备，高压泵，反渗透装置，产品水后处理设备，中央监控设备，仪表、阀门和药剂，土建厂房、设备运输、设计、安装和调试等。淡水制造成本为 5.13 元/吨，其中包括膜更换费，维修费，试剂费用，电费（用电 $5.0kW \cdot h/m^3$），折旧费和劳力等。玉环县的亚海水淡化研究取得阶段性成果，亚海水经过全膜法脱盐工艺处理后成为达标自来水，其淡化成本只需 2 元/吨。海水淡化成本的降低将为海水淡化的应用提供更加广阔的空间。

为加快海水利用，国家发展改革委、国家海洋局和财政部联合发布了《海水利用专项规

划》。规划提出，到2010年，我国海水淡化能力达到日产80万～100万立方米，海水直接利用能力达到550亿立方米，海水利用对解决沿海地区缺水问题的贡献率达到16%～24%。鼓励有条件的企业利用海水，支持海水淡化水进入城市供水管网。应用海水作为生活给水，对改善沿海缺水城市的居民的生活质量有重大的现实意义，能有效缓解沿海城市淡水紧缺局面，具有显著的社会效益和经济效益。海水淡化虽然耗电耗能，成本高，但是意义重大，海水淡化可能是21世纪一种新型的生产淡水的产业。

三、城市给水致臭物质的来源及去除方法

某些藻类如蓝藻、硅藻等的大量繁殖，会产生大量的致臭物质（土臭素等），由于常规处理工艺对这些有机物的去除率极低，导致出水的可饮用性下降，我国在新颁布的《生活饮用水卫生规范》中规定：饮用水不得含有异臭、异味。

有鉴于此，本节对城市给水致臭物质的来源及去除方法进行了研究、探讨。

1. 富营养化水体中致臭物质的来源及迁移转化

富营养化水体中致臭物质主要是由蓝藻纲、绿藻纲、硅藻纲等一些系或种产生的。研究表明，藻类的数量不同时，产生的嗅味的种类也不同。藻类可以代谢致臭物质如土臭素等，同时也会代谢一些无臭的物质，但其中某些是致臭物质的前体物质，如棕榈酸、亚油酸，经过氯、高锰酸钾或二氧化氯的氧化后，就会产生嗅味。然而到目前为止，对藻类产生致臭物质的机理仍然不是很清楚。

水温、光照主要是通过影响藻类的生长状态而制约致臭物质的生成和代谢。藻类的生长速度与氮和磷的关系极为密切，通常是随着氮和磷浓度增加而生长加快。研究表明：磷并不是藻类生长的限制因子，同时磷含量的高低也不影响致臭物质的代谢。但高的氮含量及高的氮磷比有利于藻类的生长、繁殖。

研究表明：通常一个藻类细胞产生土臭素的量为（1～4）×10μg/L，但当水环境条件发生改变，即不适合藻类的健康生长时，藻类释放到环境中的土臭素为健康生长状况下的2～3倍。

光化学作用、挥发作用、蒸发作用、吸附作用、沉降作用、生物降解作用对致臭物质的迁移转化有一定的影响。而生物降解作用对致臭物质的迁移转化的影响最大，数种细菌都可以降解土臭素。Izaguirre通过试验发现，经过7～14天，水中的土臭素可以全部被降解。

2. 饮用水致臭物质的控制研究

(1) 单元净水工艺对致臭物质的去除效果

常规给水处理工艺中的混凝、沉淀工艺主要是通过去除藻体和絮凝体来去除致臭物质，而对溶于水中的致臭物质去除率很低。甚至由于混凝过程中的搅拌作用而破坏藻类细胞，使藻体内的致臭物质释放到水体中，导致水中的致臭物质的浓度增加，从而降低了常规工艺的除臭效果。粉末活性炭吸附法是最早用来去除饮用水嗅味的方法。美国早在20世纪20年代就采用粉末活性炭去除水体中由藻类产生的季节性嗅味，并取得了较好的效果。而M R Grahamt的研究表明：2mg/L的粉末活性炭可以将纯净水中的土臭素从0.1μg/L降到0.01μg/L以下；而对于来自Manatee湖、Fox河、Saskatchewan河、Schuylkill河的原水，达到同样的处理效果则需要8～16mg/L的粉末活性炭。

当水中余氯浓度在1～5mg/L或更大时。氯对水中的嗅味有一定的改善作用。但近年来经研究发现。在藻类含量很高的水体中，预氯化对嗅味的改善作用不大。甚至会引入其他的



致臭物质。B G Brownlee在试验中发现，预氯化会导致藻类细胞破坏，使其体内含有的致臭物质释放到水体中，增加水体的嗅味。

二氧化氯有良好的除臭能力。通常用于除臭时的投加量一般为1～2mg/L。国内上海某公司比较了二氧化氯和氯的除臭能力，研究表明，投加二氧化氯时，出水的嗅味明显低于投加氯的情况，并且水质越差，差别越明显。但二氧化氯对藻类代谢的致臭物质的去除效果一般，如2-甲基异冰片，即使投加20mg/L的二氧化氯，去除率也只有40%。

实践表明，臭氧对水中致臭物质有很高的去除率，投加1～3mg/L、接触5～10min，对致臭物质的去除率可达到80%～90%。但也有研究表明，臭氧对藻类的代谢产物如土臭素和2-甲基异冰片的去除率很低。

从以上分析可以看出，若氧化剂的投量不足，不但不能有效地控制嗅味，反而有可能增加水中致臭物质的含量。若投量过大，有可能产生其他的有害物质，如臭氧化副产物等而降低饮用水的安全性。

(2) 组合净水工艺对致臭物质的去除效果

采用以下5种工艺对水体嗅味的去除进行了较为系统的研究：

① 原水-聚合氯化铝混凝-沉淀-砂滤-出水。

② 原水-粉末活性炭-聚合氯化铝混凝-沉淀-砂滤-出水。

③ 原水-预氯化-粉末活性炭-聚合氯化铝混凝-沉淀-砂滤-出水。

④ 原水-预臭氧化-聚合氯化铝混凝-沉淀-砂滤-出水。

⑤ 原水-预臭氧化-粉末活性炭-聚合氯化铝混凝-沉淀-砂滤-出水。

参考文献

[1] 水利部. 2004年中国水资源公报.
[2] 赵建民. 海水利用. 天津：天津科学技术出版社，1994.
[3] 高从堦，陈国华. 海水淡化技术与工程手册. 北京. 化学工业出版社，2004.
[4] 高从堦. 海水淡化及海水与苦咸水利用发展建议. 北京· 高等教育出版社，2007.
[5] 国家发改委，国家海洋局，财政部. 海水利用专项规划. 2005.
[6] 科技部社会发展司. 海水淡化与综合利用成套技术研究和示范项目可行性论证报告. 2006
[7] 科技部社会发展司. 日产10万吨级海水淡化成套技术及工程示范专项可行性研究报告. 2007.
[8] 谢利昕，李凭力，王世昌. 海水淡化技术现状及各种淡化方法评述. 化工进展，2003 (22)· 1081-1084.
[9] 杨耀中等. 我国沿海城市（地区）淡水缺乏情况及推广海水淡化现实可行性研究报告. 国家海洋局，1998.
[10] 舟山市水利围垦局水政处. 舟山市水资源公报. 舟山· 舟山市水利围垦局，2004.
[11] 中国标准出版社. 水质标准方法国家标准汇编 北京· 中国标准出版社，1996.
[12] 惠绍棠，阮国岭，于开录. 海水淡化与循环经济. 天津：天津人民出版社，2005
[13] 王一平，王俊红. 太阳能烟囱发电和海水淡化综合系统的初步研究. 太阳能学报，2006，27 (7)：731-736.
[14] 林斯青. 海水和苦咸水淡化. 水处理技术，2001 (21)：1.
[15] 谭永文. 萧山500吨/日反渗透海水淡化示范工程. 膜科学与技术，2000，4 (20)：2.
[16] 林斯青. 国外海水反渗透淡化技术现状及未来. 水处理技术，1998，124 (1).
[17] 卢红梅. 纳滤膜的特征及其在国内水处理中的应用进展. 过滤与分离，2002，12 (1)：38-41.
[18] 罗敏，王占生. 饮用水中纳德技术的应用与发展. 给水排水，2001，27 (11)：7-9.
[19] 刘立军，潘海平. 舟山市城镇供水水源规划网. 浙江省水利河口研究院，2004.
[20] 王世昌，熊日华. 海水淡化. 解决水资源的战略选择。世界科学，2004 (7)：66-68.
[21] 张东. 水处理技术与环境监测分析. 水处理技术，2001 (21)：1.
[22] 何季民. 我国海水淡化事业基本情况. 电站辅机，2002 (2)：35-43.
[23] 王俊鹤等. 海水淡化. 北京：科学出版社，1978.
[24] 罗敏，侯立安，王占生. 纳滤膜对有机物的截留机理研究. 环境科学学报，2000，20 (5)：523-527.
[25] 方陵生（编译）. 海水淡化之今昔. 世界科学，2008 (8)：15-18.
[26] 余瑞霞，王越，王世昌. 海水淡化浓盐水排放与处理技术研究概况. 水处理技术，2005 (6)：1-3.
[27] 周桓. 浓海水利用的生态工业体系. 化工环保，2004 (S1)：399-401.
[28] 张宁，苏营营，苏华等. 海水淡化中浓海水的综合利用研究. 海洋科学，2008 (6)：85-88.
[29] 李旭东（翻译）. 缺水、海水淡化与污染. 产业与环境，2005 (1)：39-40.
[30] 王国强，冯厚军，张凤友. 海水化学资源综合利用发展前景概述. 海洋技术，2002，21 (4)：62-65.
[31] 王保栋. 海水淡化厂排水对海洋生态环境的影响. 海洋开发与管理，2007 (4)：77-78.
[32] 周罕，常芙蓉. 海水淡化及其预处理技术研究进展. 苏盐科技，2008 (2)：4-6，18.
[33] 谢利昕，阮国岭，张耀江. 反渗透海水淡化技术现状与展望. 中国给水排水，2000，16 (3)：24-27.
[34] 惠绍棠，阮国岭，于开录. 海水淡化与循环经济. 天津：天津人民出版社，2005.
[35] 黄万抚，罗凯，李新冬. 电渗析应用研究进展. 中国资源综合利用，2003 (11)：17-21.
[36] 吴舜泽，王宝贞. 荷电纳滤膜对有机物的分离. 水处理技术，2000，26 (5)：249-252.
[37] 汤云峰，邓建袤. 舟山大中型海岛海水淡化技术研究. 水利科技与经济，2007 (11)：48-50.
[38] 陈观文. 我国分离膜市场的现状与展望. 膜科学与技术，1999，19 (6)：52-55.
[39] 廉乐明，李力能，吴家正等. 工程热力学. 北京：中国建筑工业出版社，2002.
[40] 邵刚. 膜法水处理技术及工程实例. 北京：化学工业出版社，2002.
[41] 张捍民，张威，王宝贞. 膜技术处理饮用水的研究. 给水排水，2002，28 (3)：21-24.
[42] 张国亮. 高硬度水质下纳滤系统的运行状态及分析. 膜科学与技术，2000，20 (2)：43-48.
[43] 艾钢，吴键平，朱忠信。海水淡化技术的现状和发展. 净水技术，2004，23 (3)：24-28.



[44] 林斯青. 国外海水反渗透淡化技术现状及未来. 水处理技术，1998，124 (1).

[45] 卢红梅. 纳滤膜的特征及其在国内水处理中的应用进展. 过滤与分离，2002，12 (1)：38-41.

[46] 罗敏，王占生. 饮用水中纳德技术的应用与发展. 给水排水，2001，27 (11)：7-9.

[47] 俞三传，高从堦. 膜技术在海水淡化和综合利用中的新进展. 海洋通报，2001，20 (1)：83-87.

[48] 科技网，www. stdaily. com.

[49] Dessouky H T, Ettouney H M. Fundamentals of SaltWater Desalination. Elsevier Science B V, NewYork: 2002: 111-149.

[50] Konishi T, Misra B M. Fresh water from the seas — nuclear desalination project smovingahead. IAEABulletin, 2001, 43 (2): 5-8.

[51] Mink G. Air-blown solar still with heat recycling. Solar energy, 1998, 62 (4): 309-318.

[52] J M Garridio, et al. Influence of Dissolved Oxygen Concentration on Nitrite Acumulation in a Biofilm Airlift 54. Suspension Reactor. Biotech and Bioeng, 1997, (53): 168-173.

[53] Dessouky H T, Ettouney H M. Multiple-effectEvaporation System; Thermal Analysis. Desalination, 1999, 125: 259-276.

[54] Hassan A M, et al. The Intenational Desalination & Water Reuse, 1998, 8 (4): 34.

[55] Dessouky H. Mutistage Flash Desalination Combinedwith thermal Vapor Comperssion. ChemicalEngineering Processing, 2000, 39: 343-356.

[56] Darwish M A, Dessouky H. The Heat RecoveryThermal Vapour-Compression Desalination System. Applied Thermal Engineering, 1996, 18: 523-537.

[57] Eric A Grulke. Solubility Parametre Values//Editde by J. Brandrup and E H. Immergut, Polymer Handbook, A Wiley—Intrescience Publication, 1989: Ⅶ～543-Ⅶ～556.

[58] J Barduhn. Chemical Engineeing Progress, 1975, 71 (111): 80-87.

[59] Carta J A, Gonzalez J, Subiela V. The SDAWES Projeet: Mambitious R&D prototype for windpowered desalination. Desalination, 2004, 161: 33-48.

[60] Kay Paulsen, Frank HenseL. Introduction of a new energy iecovefy systemoptimized for the combination with renewable energy. Desalination, 2005, 184: 211-215.

[61] J L Loidi, Tedagua, projectdocuments, Virgendel Milagro Ⅱ, November, 1998.

[62] Rauterbach R, Groshcl A. Separtion potential of nanofiltrationtionmembrane. Desalination, 1990, 77: 73.

[63] Konishi T, Misra B M. Fresh waterfrom the nucleardesalinationprojects moving ahead. IAEA Bulletin, 2001, 43 (2): 5-8.

[64] Faibish R S, Ettouney H. MSF nucleardesalination. Desalination, 2003, 157 (1-3): 277-287.

[65] Wiseman R. Desalination business "stabilized on a high level" ——IDA report. Desalination & WaterReuse, 2004. 14 (2): 14-17.